

Universidad de Matanzas
Facultad de Ciencias Técnicas
Departamento de Química



Trabajo de diploma presentado en opción al título de Ingeniero Químico

Título: Procedimiento de evaluación del proceso de calentamiento previo del petróleo crudo que es entregado a buques tanques en la División Territorial de Comercialización de Combustibles de Matanzas.

Autora: Maylín Luis León

Tutores: Ing. Elina Pérez Moré

Dr.C. Agustín Benítez Hernández

Consultante: Dr.C. Jesús Luis Orozco

Matanzas, 2021

Declaración de Autoridad

Yo, Maylín Luis León declaro que soy la única autora de este Trabajo de Diploma y lo pongo a disposición de la División Territorial de Comercialización de Combustibles de Matanzas y de la Universidad de Matanzas, para hacer uso del mismo con el objetivo y la finalidad que se estime conveniente, siempre que se respeten mis derechos sobre el mismo.



Maylín Luis León

Nota de Aceptación

Presidente del Tribunal

Firma

Miembro del Tribunal

Firma

Miembro del Tribunal

Firma

A mi sobrino, hermana, padres y novio

Agradecimientos

A Dios por darme la capacidad de seguir adelante a pesar de las duras pruebas de la vida.

A mi sobrino Marcelo por existir y darme ese maravilloso amor.

A mi hermana por estar siempre presente y apoyarme incondicionalmente en los buenos y malos momentos de mi vida; por ser una de las personas más importantes en mi vida y enseñarme que el estudio y el esfuerzo lo pueden todo.

A mi mamá por siempre apoyarme, aconsejarme, ayudarme, defenderme en cada momento y contribuir a mi formación como ser humano y como ingeniera. Además por complacerme en cada uno de mis caprichos y confiar en mí.

A mi papá por ser mi ejemplo, mi guía, por ayudarme incondicionalmente siempre que lo he necesitado, por apoyarme, por siempre aconsejarme tanto en el plano académico, como en la vida en general. Por educarme y haber contribuido a mi formación como ser humano y como ingeniera. Además por darme la dicha y la satisfacción de haber sido mi profesor.

A mi novio por apoyarme siempre que estuvo a su alcance en la confección de este trabajo de diploma, por darme amor y tener paciencia.

A mi tío Raúl, que aunque no está presente contribuyó significativamente a mi formación como persona de bien y que desde donde esté debe estar súper feliz por ver hasta donde he logrado llegar.

A mis tías Alicia y Raquel que me apoyaron también cuando realizaba parte de esta tesis.

A mi tutora Lili por atenderme y ayudarme siempre que lo he necesitado, haciéndolo siempre con ese inmenso cariño y paciencia que la caracterizan, por brindarme sus conocimientos, su apoyo incondicional y dedicarme gran parte de su tiempo durante tantos años, no solo para la elaboración de esta tesis, sino para los proyectos de primer y segundo año de la carrera, que sirvieron como contribución a mi formación como ingeniera.

A mi tutor Agustín por cada recomendación realizada para la confección de este trabajo de diploma y por dedicar parte de su tiempo en escucharme cuando lo he necesitado.

A todos los profesores amigos que, aunque sin ningún compromiso me escucharon y extendieron su mano en cualquier momento y circunstancia cuando más lo necesitaba; en especial los profesores: Irina, Lourdes, Julio, Javier, Jonathan y Dariel.

A todos los profesores que me impartieron clases a lo largo de estos cinco años, por contribuir a mi formación como profesional.

A todos mis compañeros de grupo, en especial mis compañeras de cuarto, por darme la oportunidad de compartir con cada uno de ellos.

A mi amiga Diaumary por estar siempre presente en estos cinco años de estudio.

Resumen

En la presente investigación se presenta el proceder metodológico para la evaluación del sistema de precalentamiento del petróleo crudo que es trasegado posteriormente hacia los buques tanques en la División Territorial de Comercialización de Combustibles de Matanzas, proponiéndose modificaciones tecnológicas para solucionar los problemas de calentamiento y de diseño de tuberías que conducen el vapor y asumir los cambios previstos en el crudo a manipular, que incluye el calentamiento de este hasta los valores requeridos por los clientes. Para ello se realizó un análisis de la bibliografía existente sobre el tema, que constituye la base teórica de esta investigación. Se definen las principales tareas de este trabajo: la caracterización de la División Territorial de Comercialización de Combustibles de Matanzas, la descripción del área objeto de estudio, valoración de la problemática actual, se propone la interconexión de los dos oleoductos el Centro y el Occidente para el paso del combustible proveniente de ambos por el intercambiador de calor; así como la sustitución de una tubería que alimenta vapor saturado al tanque. Además se realiza un análisis técnico - económico de las propuestas, teniendo en cuenta las ventajas y las desventajas de cada una de ellas.

Abstract

In this research, an evaluation of the crude oil preheating system that is subsequently transferred to the tankers in the Territorial Fuel Marketing Division of Matanzas is carried out, proposing technological modifications to solve the heating and design problems of the pipes that lead steam and assume the expected changes in the crude oil to be handled, which includes heating it to the values required by customers. For this, an analysis of the existing bibliography on the subject was carried out, which constitutes the theoretical basis of this research. The main tasks of this work are defined: the characterization of the Territorial Division of Fuel Marketing of Matanzas, the description of the area under study, assessment of the current problem, the interconnection of the two central and western oil pipelines is proposed in order to the passage of fuel from both through the heat exchanger; as well as the replacement of a pipe that feeds exhaust steam to the tank. In addition, a technical-economic analysis of the proposals is carried out, taking into account the advantages and disadvantages of each one of them.

Tabla de Contenido

Introducción.....	1
Capítulo 1. Análisis Bibliográfico	5
1.1. La transferencia de calor. Generalidades.....	5
1.1.1. Mecanismos de transferencia de calor	5
1.2. Procesamiento del petróleo crudo para su manejo	7
1.2.1. Calentamiento del petróleo crudo	7
1.2.2. Vapor como medio de calentamiento	8
1.3. Tipos de intercambiadores de calor. Características principales	9
1.3.1. Intercambiadores de calor de coraza y tubos	11
1.3.2. Intercambiadores de calor de doble tubo.....	12
1.3.3. Intercambiadores de calor compactos	14
1.3.4. Intercambiadores de calor de placas planas	14
1.3.5. Intercambiadores de calor de placas en espiral.....	15
1.4. Intercambiadores de calor para petróleo crudo. Aplicaciones.....	17
1.4.1. Aplicaciones de los intercambiadores de calor de coraza y tubos.....	17
1.4.2. Aplicaciones de los intercambiadores de calor de placas en espiral .	18
1.5. Evaluación y diseño de Intercambiadores de calor. Variables de operación.	18
1.5.1. Coeficiente global de transferencia de calor	19
1.5.2. Diferencia media logarítmica de temperatura	20
1.5.3. Efectividad y Número de Unidades de Transmisión (ϵ - NTU).....	22
1.5.4. Caída de presión en los intercambiadores de calor.....	23
1.6. Elementos que inciden en el funcionamiento de los intercambiadores de calor.....	25

1.6.1. Modos de fallas en intercambiadores de calor	26
1.6.2. Causas de las fallas.....	27
1.7. Pérdidas de calor en tanques de grandes dimensiones de almacenamiento de petróleo crudo. Factores que inciden.....	30
1.8. Conclusiones parciales	32
Capítulo 2. Materiales y Métodos	33
2.1. Caracterización de la División Territorial de Comercialización de Combustibles de Matanzas (DTCCM).....	34
2.1.1. Descripción del área objeto de estudio.....	34
2.2. Situación actual y caracterización de los principales problemas de precalentamiento en el área objeto de estudio	35
2.3. Metodología para el cálculo de las pérdidas de calor en el tanque.....	36
2.3.1. Cálculo de calor perdido por el tanque por intercambio con el medio..	36
2.4. Metodología para la determinación del diámetro de la nueva tubería de alimentación de vapor de escape al tanque.....	42
2.4.1. Pasos a seguir para la determinación del diámetro	42
2.5. Metodología para la evaluación de un intercambiador de calor	43
2.5.1. Condiciones de proceso requeridas	43
2.5.2. Datos de diseño requeridos del intercambiador de calor	44
2.5.3. Balance de calor	44
2.5.4. Determinación de la diferencia verdadera de temperatura	45
2.5.5. Cálculos para el lado de los tubos	45
2.5.6. Cálculos para el lado de la coraza.....	48
2.5.7. Determinación del coeficiente total limpio de transferencia de calor .	51

2.5.8. Determinación del coeficiente total de diseño de transferencia de calor.....	51
2.5.9. Determinación del factor de obstrucción.....	52
2.5.10. Determinación de la caída de presión para el lado de los tubos	52
2.5.11. Determinación de la caída de presión para el lado de la coraza	55
2.5.12. Condiciones de significación a tener en cuenta en la apreciación de la adaptabilidad de los calentadores existentes para su nuevo uso	56
2.6. Valoración de las ventajas y desventajas técnicas esperadas de las propuestas realizadas	56
2.7. Valoración económica de las propuestas.....	58
2.8. Conclusiones parciales	59
Conclusiones.....	60
Recomendaciones.....	61
Bibliografía	62
Anexos	

Introducción

En las industrias de procesos químicos y físicos se llevan a cabo una serie de operaciones unitarias. Estas estudian principalmente la transferencia de movimiento, calor y masa que se llevan a cabo por medios físicos y fisicoquímicos (McCabe et al., 1998).

Dentro de las operaciones unitarias se encuentra la transferencia de calor que concierne a los principios que gobiernan la acumulación y el movimiento de energía de un lugar a otro.

La transferencia de energía en forma de calor es muy común en muchos procesos químicos y de otros tipos. Ocurre debido a una diferencia de temperatura por la cual el calor fluye de la región de alta temperatura a la de temperatura más baja.

La ciencia de la transferencia de calor no solo pretende explicar cómo la energía térmica puede ser transferida, sino también predecir la rapidez con la que, bajo ciertas condiciones específicas, tendrá lugar esa transferencia de calor.

En general, el calor se transfiere por cuatro modos distintos: por conducción, o transferencia de la energía desde la materia adyacente por contacto directo, sin flujo de cualquier material, por convección que puede ser libre o forzada y por radiación (Balaji, 2021).

La correcta aplicación de los principios de transferencia de calor al diseño y evaluación de equipos es de suma importancia, pues se logra un buen diseño y evaluación para beneficio económico e industrial.

Los intercambiadores de calor se encuentran en muchos sistemas químicos o mecánicos. Estos sirven, para ganar calor o expeler calor en determinados procesos. Son los encargados de transferir el calor de un fluido u otro. Algunas de las aplicaciones más comunes se encuentran en calentamiento, ventilación, sistemas de acondicionamiento de espacios, radiadores en máquinas de combustión interna, calderas, condensadores y precalentadores o enfriamiento de fluidos.

Los procesos de intercambio de calor son de mucha importancia y muy utilizados en la industria del petróleo. Dentro de los intercambiadores de calor más utilizados en estas industrias se encuentran los de tubo y coraza, al ser estos más económicos y tener un buen funcionamiento (Wang et al., 2020).

Según González (2014) el petróleo a nivel mundial se mueve a través de oleoductos y buques tanques, estos tubos kilométricos y estos barcos colosales transportan el crudo a refinerías y países alrededor del mundo. En la actualidad, el paso siguiente a la explotación de un yacimiento petrolífero es el transporte del crudo a un sitio de almacenamiento. Esto se realiza por oleoductos pequeños, el crudo se almacena en tanques para después llevarlos a un lugar de refinamiento, termoeléctricas u otras instalaciones que trabajen con petróleo crudo.

Para lograr el traslado del petróleo crudo es necesario acondicionarlo o prepararlo para este propósito, por ello es sometido a un proceso donde se le adicionan productos químicos que tienden a disminuir su densidad y viscosidad; y a un proceso de calentamiento con el mismo fin. Si estas dos etapas no se cumplen de forma adecuada, entonces, el proceso de trasiego será ineficiente y más costoso.

La actividad petrolera, en Cuba, se considera como una de las ramas que están en un proceso de expansión dentro de la economía cubana actual. Esto viene avalado, desde inicios de los años noventa hasta la actualidad, por el ritmo significativo en sus resultados productivos, el impacto en la economía y, en especial, el ahorro energético y en divisas para el país. Un reto importante para la economía nacional sería trabajar con un nivel de eficiencia considerable en el uso del petróleo nacional.

Con el objetivo de distribuir y comercializar el petróleo crudo nacional y mezclas de éste en la provincia de Matanzas, se creó la División Territorial de Comercialización de Combustibles de Matanzas (DTCCM), que para este fin, cuenta con oleoductos capaces de trasladar el combustible a los consumidores que lo requieran. El crudo actualmente se recibe de las productoras EPEP-Centro y EPEP-Occidente (Pérez, 2019).

El tratamiento actual del crudo, y en especial el calentamiento, se realiza de forma dispersa en diferentes áreas de la empresa en función de su destino final, encontrándose gran parte de los equipos destinados a ello en mal estado técnico y operacional, presentando problemas tales como: dificultades para su operación por crearse cuellos de botella y elevada caída de presión debido a que fueron diseñados para otras funciones; inconvenientes relacionados con el esquema de instalación empleado, además de problemas de diseño y mal estado técnico que obligan a sacar equipos de servicio con frecuencia. Estos problemas redundan en un mal calentamiento previo del petróleo que se encuentra almacenado en los tanques receptores y que posteriormente es trasegado hasta los buques tanques, que origina como consecuencia pérdidas económicas significativas para la empresa.

Atendiendo a las dificultades antes mencionadas se enuncia como problema científico de esta investigación el siguiente:

Problema científico: ¿Cómo solucionar los problemas existentes en el precalentamiento del petróleo crudo para la entrega a buques tanques en la División Territorial de Comercialización de Combustibles de Matanzas?

Como respuesta a este problema científico se plantea como **hipótesis científica:** La evaluación de los equipos que intervienen en el proceso de calentamiento del petróleo crudo que es entregado a los buques tanques permitirá detectar dónde radican las deficiencias que estos presentan y así tomar medidas para reducirlas.

Objetivo general: Elaborar el procedimiento de evaluación de los equipos que intervienen en el proceso de calentamiento del petróleo crudo que es entregado a buques tanques.

Objetivos específicos:

1. Determinar en la bibliografía especializada el estado del arte de los procesos de calentamiento del petróleo crudo para su trasiego.

2. Caracterizar las principales dificultades que presenta en la actualidad el proceso de calentamiento del petróleo crudo que es entregado a buques tanques.
3. Valorar propuestas que permitan reducir las dificultades que presenta en la actualidad el proceso de calentamiento del petróleo crudo que es entregado a buques tanques.

Capítulo 1. Análisis Bibliográfico

En este capítulo se establece el estado del arte sobre las siguientes temáticas: La transferencia de calor. Generalidades; tipos de intercambiadores de calor; intercambiadores de calor para petróleo crudo; evaluación y diseño de Intercambiadores de calor; elementos que inciden en el funcionamiento de los intercambiadores de calor, pérdidas de calor en tanques de grandes dimensiones para el almacenamiento de crudo pesado, factores que inciden. La investigación se realiza mediante búsqueda bibliográfica en bibliotecas científico técnicas y en las diferentes bases de datos disponibles en internet, a través del uso de buscadores existentes, como: Google, AltaVista, Scirus, entre otros. Además, se emplean bases de datos remotas (EBSCO, ScienceDirect, entre otros) y bibliotecas virtuales de química e ingeniería química.

1.1. La transferencia de calor. Generalidades

La transferencia de calor es la ciencia que trata de predecir el intercambio de energía que puede tener lugar entre cuerpos materiales, como resultado de una diferencia de temperatura. La ciencia de transferencia de calor está relacionada con la razón de intercambio de calor entre cuerpos calientes y fríos llamados fuente y receptor.

1.1.1. Mecanismos de transferencia de calor

Existen tres formas diferentes en las que el calor puede pasar de la fuente al receptor, estas son: conducción, convección y radiación.

a) Conducción

La conducción es la transferencia de calor a través de un material fijo. La conductividad térmica de los sólidos tiene un amplio rango de valores numéricos dependiendo de si el sólido es relativamente un buen conductor del calor, tal como un metal. Aun cuando la conducción se asocia usualmente con la transferencia de calor a través de los sólidos, también es aplicable a gases y líquidos, con sus limitaciones (Venkateshan, 2021).

Para poder cuantificar la cantidad de energía que se transfiere por unidad de tiempo se hace necesario la utilización de modelos o ecuaciones apropiadas. En el caso del fenómeno de conducción de calor, se conoce como la ley de Fourier.

b) 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.

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 o 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 (Forsberg, 2021).

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 los tubos. Estas convecciones libre y forzada, ocurren a diferentes velocidades, la última es la más rápida y por lo tanto la más común (Srinivasacharya y Reddy, 2019).

c) Radiación

La radiación como un tercer medio de transferencia de calor, difiere bastante de la conducción y la convección. La transferencia de calor radiante no requiere la intervención de un medio, y el calor puede ser transmitido por radiación, a través del vacío absoluto. La energía radiante es de la misma naturaleza que la luz visible ordinaria (Venkateshan, 2021).

Según Camaraza (2017) es el proceso por el cual el calor se transmite en forma de ondas electromagnéticas (o fotones). Implica una doble transformación de la

energía, de forma que la energía térmica del sólido radiante o emisor se transforma en energía radiante, la cual es transformada nuevamente en calor al ser absorbida por el cuerpo irradiado. La causa que la origina es el resultado de los cambios en las configuraciones electrónicas de los átomos o moléculas.

El conocimiento adecuado de los mecanismos de transferencia de calor, el predominio de uno sobre los otros y la forma en que actúan es de vital importancia para los procesos químicos y en particular para el manejo y procesamiento del petróleo crudo, que es el caso del que se ocupa esta investigación.

1.2. Procesamiento del petróleo crudo para su manejo

Varias son las etapas que conforman el proceso de tratamiento del petróleo crudo para su manejo, dentro de las más importantes se encuentra el calentamiento de este, para poder ser trasegado de la forma más eficiente y económica posible.

1.2.1. Calentamiento del petróleo crudo

Esta es una tecnología disponible a nivel comercial principalmente para ductos en superficie de cortas distancias (trazas eléctricas, calentamiento solar, inyección de vapor y sónica) que representa un alto consumo de energía y el costo de producción de la misma es elevado, así como la instalación de calentadores a lo largo de los ductos que transportan el crudo, para compensar las pérdidas de calor. El problema con esta técnica es que el crudo no se mantiene a una temperatura uniforme y durante un arranque si el flujo se detiene, el crudo podría perder tanto calor que el requerimiento de potencia del equipo de bombeo sería mayor.

Esto implica que es necesario el calentamiento a temperaturas mayores a 50 °C, aunado al requerimiento de espacio para instalar los generadores, calentadores o trazador de calor, además de la formación de un porcentaje alto de corrosión, lo que representa un gran problema cuando los ductos se encuentran en el límite de su vida útil (Balaji, 2021).

1.2.2. Vapor como medio de calentamiento

El vapor es uno de los medios de calentamientos más utilizados mundialmente, y puede usarse de dos formas diferentes: como vapor sobrecalentado o saturado. El vapor sobrecalentado se obtiene en general directamente del sobrecalentador del generador de vapor, por lo que en ocasiones se llama vapor vivo o directo. Tiene su aplicación en las máquinas motrices, pero no en los equipos de transferencia, pues generalmente se encuentra a altas presiones. El vapor saturado se obtiene como escape de las turbinas de contrapresión, por lo que se conoce como vapor de escape. En los casos en que no existan máquinas motrices en la planta y el vapor que se genere para ser usado en equipos de transferencia de calor, se usará como vapor saturado (Klemes, 2020).

Según Kern (2019), en ocasiones el empleo de vapor como medio de calentamiento introduce algunas dificultades tales como:

- El condensado caliente es muy corrosivo y se debe tener cuidado para evitar que se acumule dentro del intercambiador, donde el contacto con las partes metálicas podría causar daños.
- Las líneas de condensado deben conectarse con cuidado. Si se usara vapor de calentamiento a una temperatura y presión dada para calentar un fluido frío, la temperatura de la pared del tubo estaría entre las dos, pero más cerca a la del vapor. Aun cuando la presión del vapor de calentamiento es inferior a la alcanzada después del calentamiento, la presión en el lado del vapor puede descender a una presión menor que la atmosférica, reteniendo el condensado en el calentador y acumulándose en el intercambiador hasta bloquear toda la superficie disponible para la transferencia de calor.

Los coeficientes de transferencia de calor asociados con la condensación del vapor son altos, por lo que se adopta un valor conservador convencional para el coeficiente de película, puesto que este nunca es la película controlante. Para todos los servicios de calentamiento que empleen vapor de agua relativamente libre de aire, se usará un valor de $1500 \text{ Btu}/(\text{h})(\text{pie}^2)(^\circ\text{F})$ ($123,29 \text{ kJ}/(\text{h})(\text{m}^2)(\text{K})$) para la condensación del vapor sin considerar su localización (Pavlov, 1981).

Cuando el vapor se emplea en dos pasos del lado de los tubos, la caída de presión permitida deberá ser muy pequeña, menor de $1,0 \text{ lb/plg}^2$ (6,895 kPa) particularmente si el condensado regresa por gravedad a la caldera. En un sistema de regreso de condensado por gravedad, este fluye hacia la caldera debido a la diferencia en carga estática entre la columna vertical de vapor y la columna vertical de condensado (Pavlov, 1981).

1.3. Tipos de intercambiadores de calor. Características principales

El intercambiador de calor es un sistema de gestión del calor y un componente clave en varias industrias. Los intercambiadores de calor se utilizan típicamente para transferir calor de un medio a otro de manera eficiente, mientras que el medio de transferencia podría ser gas, vapor, vapores y varios tipos de otros líquidos. Los intercambiadores de calor se pueden encontrar en forma tubular y de placa, donde el tipo tubular se utiliza para sistemas de fluidos más grandes que el tipo de placa.

La selección de materiales para los intercambiadores de calor se lleva a cabo sobre la base de varias consideraciones importantes que incluyen la resistencia a la corrosión, la conductividad térmica, la resistencia del material y el costo. Quizás, el mayor desafío es lograr una alta confiabilidad en el servicio, porque los intercambiadores de calor están expuestos a ambientes hostiles y una variación considerable en parámetros operativos (Sinch, 2020).

Según establece la literatura clásica, el 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. Ellos son instalados en las plantas para ayudar a mejorar la utilización de la energía. La transferencia de calor solo ocurre cuando el sistema satisface la primera y segunda ley de la termodinámica (Kern, 2019; Holman, 2002; Perry, 2008).

Se pueden clasificar de acuerdo al proceso de transferencia, al número de fluidos, a la disposición del flujo relativo entre los dos fluidos, por sus características constructivas, por los mecanismos de transferencia de calor, por arreglo y por el

número de pases. Los más simples son aquellos en los que los fluidos se mueven en paralelo o en contracorriente (Pérez, 2011).

Los tipos de intercambiadores que se encuentran en las industrias son fundamentalmente:

- a) de contacto directo sin almacenamiento de calor
- b) regenerador, acumulador con almacenamiento de calor
- c) recuperador a través de una pared sin almacenamiento de calor

Para elegir un intercambiador de calor en cualquier situación es necesario tener en cuenta la naturaleza de las fases presentes, ya sea gas-gas, gas-líquido, gas-sólido, líquido-líquido, líquido-sólido, sólido-sólido.

En los intercambiadores de contacto directo sin almacenamiento de calor las corrientes se mezclan íntimamente entre sí, se utilizan mayormente cuando las dos fases son mutuamente insolubles y no reaccionan una con la otra. La aplicación más extendida de estos intercambiadores son las torres de enfriamiento de agua (Incropera, 2011).

En los de contacto directo con almacenamiento de calor (regeneradores) una corriente gaseosa caliente transfiere su calor a un compuesto intermedio, normalmente un sólido, que posteriormente cede este calor almacenado a una segunda corriente gaseosa fría.

En los intercambiadores a través de una pared sin almacenamiento de calor (recuperadores) las dos corrientes están separadas por una pared y el calor pasa a través de esta. Los recuperadores son menos eficientes que los de contacto directo debido a que la presencia de la pared dificulta el flujo de calor, sin embargo, se utilizan en sistemas gas-gas, líquidos miscibles, sólidos solubles o productos reactivos (Ali et al., 2020).

Dentro de esta clasificación se encuentran los intercambiadores de coraza y tubos (para todas las aplicaciones), de doble-tubo (más simple, usado para enfriar y calentar), bayoneta, compactos, placas planas, placas en espiral, entre otros

(Awais et al., 2018). En el Anexo 1 se muestran los tipos fundamentales de estos intercambiadores.

Los intercambiadores utilizados en el área objeto de estudio en esta investigación son de coraza y tubos, y serán abordados más adelante.

1.3.1. Intercambiadores de calor de coraza y tubos

Dentro de los intercambiadores más usados en las industrias químicas, (fundamentalmente en la industria petrolera y petroquímica) se encuentran los de coraza y tubos, porque son más convenientes, compactos y menos caros de construir. Constituyen la parte más importante de los equipos de transferencia de calor sin combustión en las plantas de procesos químicos.

La norma de la Asociación de Fabricantes de Intercambiadores Tubulares (TEMA por sus siglas en inglés) es universalmente usada y, cubre tres clases de intercambiadores: R para los procesos generalmente del petróleo e industrias relacionadas; el C para procesos generales y comerciales; y B para el uso en las industrias químicas. Esta norma proporciona intercambiadores de integridad alta a un costo razonable (Wang et al., 2020).

Teniendo en cuenta la construcción de este tipo de intercambiador de calor, se pueden tener varios tipos: de espejo fijo, de tubo en U, calentador de succión del tanque, de anillo de cierre hidráulico, de cabezal flotante con empaque exterior, de cabezal flotante interno, de cabezal flotante removible, de doble tubo.

Este tipo de intercambiador consiste en un conjunto de tubos en un contenedor llamado carcasa. El flujo de fluido dentro de los tubos se le denomina comúnmente flujo interno y aquel que fluye en el interior del contenedor como fluido de carcasa o fluido externo. En los extremos de los tubos, el fluido interno es separado del fluido externo de la carcasa por la o las placas del tubo. Los tubos se sujetan o se sueldan a una placa para proporcionar un sello adecuado (Levenspiel, 1993; Kern, 2019).

La operación de estos intercambiadores es continua. Se usa una serie de tubos en paralelo que son distribuidos en forma de haz y encerrados en una sola coraza.

Uno de los fluidos circula por el interior de los tubos, mientras que el otro entre la coraza y la superficie exterior de los tubos. Es más conveniente que el fluido que forme espuma o depósitos salinos y sea muy corrosivo transite por dentro de los tubos debido a que es más fácil la limpieza (Kunkel et al., 2018).

Para asegurarse que el fluido del lado de la coraza circule perpendicularmente a los tubos, y provoque así una mayor transferencia de calor, se colocan deflectores en la coraza. En dependencia del montaje de entrada en los extremos del intercambiador, se pueden utilizar uno o más pasos de tubos (Holman, 2002; Incropera, 2011).

En la actualidad se han realizado investigaciones sobre este tipo de intercambiador. Una de ellas es la de probar una nueva combinación, con un solo paso por la coraza y dos capas de baffles helicoidales continuas (CSSP-STHX), la cual se propone como solución alternativa para superar las desventajas del intercambiador de calor de coraza y tubos con baffles helicoidales continuas (CH-STHX). Los resultados muestran que el CSSP-STHX tiene un funcionamiento en cuanto a transferencia de calor más alto mientras mantiene menor caída de presión. Los CSSP-STHX podrían ser una opción ideal para reemplazar los intercambiadores convencionales (Yang et al., 2014).

Las ventajas de este tipo son:

- a) la configuración da un área de superficie de calor grande en un volumen pequeño
- b) buen diseño mecánico: una forma aceptable para la presión de operación
- c) puede construirse de una gama amplia de materiales
- d) fácil mantenimiento

1.3.2. Intercambiadores de calor de doble tubo

El intercambiador de calor de doble tubo es el más sencillo estructuralmente, consiste en una cañería central apoyada dentro de una más grande. Tiene una longitud máxima de aproximadamente seis metros y opera a altas presiones, temperaturas y densidad. El fluido corrosivo es conveniente que circule por la

tubería interna y el menos exigente por el anillo. A la superficie interna puede instalársele rascadores como en las industrias de desparafinado de aceites. Cuando se requieren altas superficies de transferencia de calor, se instalan varios dobles-tubos ordenados en cualquier combinación en serie o paralelo (Walas, 2010).

El intercambiador puede fabricarse con un simple par de tubos adaptando las conexiones en los extremos, o con varios pares interconectados en serie. Es útil principalmente para velocidades de flujo bajas. Se pueden usar flujos en contracorriente o paralelo con el espacio anular ocupado, tanto por el fluido caliente o por el frío, mientras el otro circula por la tubería interna (Kern, 2019).

Las partes principales son dos juegos de tubos concéntricos, dos uniones tipo T conectadas, un cabezal de retorno y un codo en U. La tubería interior se soporta mediante estopas y el fluido entra a través de una conexión roscada o boquilla situada en la parte externa del intercambiador. Se conecta mediante una unión en U que está generalmente expuesta y que no proporciona superficie de transferencia de calor. Cuando se arregla en dos pasos, la conexión se llama horquilla (Kern, 2019; Holman, 2002).

En la actualidad se han realizado experimentos para lograr una mayor eficiencia de transferencia de calor. Una de ellas es la desarrollada por Targui y Kahalerras (2013), donde se lleva a cabo el análisis del efecto producido por la incorporación de deflectores porosos y pulsaciones de flujo. Los resultados revelaron que la adición de un componente oscilante al flujo afecta la estructura de este, y refuerza la transferencia de calor. Además demostró que la mayor eficiencia del intercambiador se logró cuando solo el fluido caliente está pulsando.

Son extremadamente útiles, y se pueden ensamblar en cualquier taller de plomería a partir de partes estándar y proporcionan superficies de transferencia de calor a bajo costo (Kern, 2019).

La principal desventaja de este tipo de intercambiador es la pequeña área de transferencia de calor contenida en una horquilla simple. Cada uno introduce no menos de 14 puntos en donde pueden ocurrir fugas. El tiempo y gastos necesarios

para la limpieza periódica son excesivos comparados con otros tipos de equipos (Sun et al., 2018; Liu, 2019).

1.3.3. Intercambiadores de calor compactos

Los intercambiadores de calor compactos no son una tecnología relativamente nueva aunque se mejoren continuamente para satisfacer los requisitos del mercado. Constituyen una clase especial e importante de intercambiadores de calor.

Consisten en un par de platos paralelos con miembros de metal que se unen a los platos. El arreglo de platos proporciona un canal de fluido-flujo (Levenspiel, 1993; Kern, 2019; Incropera, 2011).

Se caracterizan por una alta relación de la superficie de transferencia de calor por unidad de volumen (típicamente 200 a 300 m²/m³, o más) y por altos coeficientes de transferencia de calor comparados con otros tipos de intercambiadores (Faghri y Zhang, 2020).

Incropera (2011) plantea que se consiguen altos valores de áreas superficiales de transferencia de calor por unidad de volumen (≥ 700 m²/m³). Se caracterizan por tener complejos arreglos de tubos con aletas o placas, que pueden ser planos o circulares.

Los intercambiadores compactos son muy utilizados en las industrias. Las ventajas son los ahorros en el costo, peso y volumen. Tienen diversas formas y tamaños, actualmente se encuentran fácilmente disponibles en el mercado. Entre ellos están: el de placas planas, placas parcialmente soldadas, placas soldadas, plato-aleta, placa en espiral, plato y coraza, entre otros (Zohuri, 2017).

1.3.4. Intercambiadores de calor de placas planas

Los intercambiadores de placas planas son los más usados dentro de los intercambiadores compactos, fueron introducidos originalmente en las industrias en 1923; las primeras placas fueron construidas de bronce de cañón. Son actualmente los segundos, detrás de los de coraza y tubos, de mayor preferencia en el mercado.

Tamayo (2011) plantea que los intercambiadores de calor de placas, en comparación con los de carcasa y tubos, son los más eficientes, siempre que la diferencia de temperatura entre ambas corrientes fluidas sea baja. Logran una alta eficiencia gracias a la gran superficie de intercambio que existe entre los dos fluidos, pero en cambio presentan problemas de incrustaciones y elevada pérdida de carga.

La superficie donde ocurre la transferencia de calor consiste en varias placas delgadas, ubicadas sobre un bastidor metálico. El modelo corrugado en cada superficie de la placa induce la turbulencia y minimiza las áreas estancadas y el contacto accidental de los fluidos.

El paquete de platos se sujeta junto a un marco suspendido de una barra de transporte (bastidor). Consta con empaquetaduras que son útiles para sellar la placa. El marco consiste en un plato soldado fijo y uno de presión móvil. La placa móvil facilita el acceso para la limpieza o el intercambio de las superficies de transferencia de calor. Una característica importante de este tipo de intercambiador de calor es la posibilidad de agregar o quitar placas para variar la superficie de transferencia de calor según sea necesario (Alfa Laval, 2011a).

Kern (2019) afirma que el fluido caliente pasa entre parejas alternativas de placas intercambiando calor con el fluido frío en los espacios adyacentes. Las placas están separadas entre sí unos 5 mm.

Los límites de operación de la placa varían en función del fabricante. Según McCabe et al. (1998) la máxima temperatura de operación de estos intercambiadores está en el orden de 150°C, y las máximas superficies de transmisión de calor son de unos 4 000 m².

1.3.5. Intercambiadores de calor de placas en espiral

El intercambiador de calor de placas en espiral es un caso de intercambiador compacto con costos de mantenimiento reducidos. Pueden construirse de una extensa variedad de metales como acero al carbono, acero inoxidable y titanio. Se

usan las aleaciones cuando son fluidos muy corrosivos y se necesita resistencia a la corrosión.

En algunos casos el espacio doble puede usarse, enrollando cuatro tiras simultáneamente para formar dos canales para cada fluido. Estos sistemas de canales dobles se usan cuando hay un gran flujo o la caída de presión es pequeña (Alfa Laval, 2011b; Martínez, 2011).

Su estructura consiste en un par de placas largas enroscadas alrededor de un núcleo central que forma una espiral, separadas de modo que se obtiene un espacio entre placas por el que circulan los fluidos. Usualmente estos canales se sueldan alternadamente para asegurar que los fluidos no se mezclen, y su anchura está en el rango de 5 a 30 mm. El fluido caliente entra por el centro del espiral y sale por la periferia, mientras que el frío entra por la periferia y sale por el centro en el extremo opuesto a la entrada del caliente. Esta disposición se conoce como flujo en espiral y si bien se considera contracorriente, no es estrictamente contracorriente puro, por lo que se requiere una pequeña corrección a la diferencia media logarítmica de las temperaturas (LMTD) (Zohuri, 2017; Martínez, 2011).

Los coeficientes de transferencia de calor son altos en ambos lados (Walas, 2010). La temperatura máxima de diseño es 400°C y se tiene en cuenta los límites del material de la empaquetadura. Para diseños especiales pueden llegar a operar hasta 850°C. El máximo de presión de diseño es 15 atm (1519,875 kPa), con planes especiales pueden llegar a 30 atm (3039,75 kPa) (Alfa Laval, 2011a).

Actualmente se han realizado estudios sobre estos intercambiadores para predecir mejor los coeficientes de transferencia de calor. Uno de ellos es donde se presentan nuevas correlaciones para la transferencia de calor en mezclas líquido-líquido inmiscibles (Sathiyar et al., 2013).

Otra investigación relacionada con este tema es la realizada por (Brito et al., 2014), donde se presentaron nuevos datos experimentales del coeficiente de transferencia de calor de mezclas de agua y electrólitos (Sulfato de hierro II, Cloruro de sodio y Sulfato de magnesio). Los resultados de los experimentos

mostraron un aumento de los coeficientes de transferencia de calor proporcional al aumento del número de Reynolds en todas las mezclas.

Llega el momento en que los coeficientes de transferencia de calor comienzan a disminuir debido a las incrustaciones, y por ende la eficiencia disminuye, lo que hace necesario el mantenimiento. Todas las reparaciones deben hacerse por personal calificado con conocimientos del intercambiador de calor y de acuerdo con las instrucciones del fabricante. La inspección debe obedecer los procedimientos del lugar donde se instala y los requisitos del fabricante (Alfa Laval, 2011a).

La limpieza puede llevarse a cabo por método mecánico, generalmente se utiliza agua a alta presión, o por método químico. Cualquier agente químico de limpieza debe ser compatible con los materiales de construcción y tener en cuenta las instrucciones de los fabricantes (Alfa Laval, 2011b).

La limpieza puede llevarse a cabo con el intercambiador en el lugar, sin abrirlo o quitando la tapas. El procedimiento más eficaz que se realiza en el mundo es vaciar la unidad sin quitar las tapas, y se usa un disolvente conveniente, ácido o alcalino. El conducto debe equiparse con válvulas para permitir la circulación de los agentes de limpieza. Para mejores resultados los productos de limpieza deben fluir en la dirección opuesta al flujo normal. No debe usarse disoluciones que contengan cloruro debido a que pueden provocar corrosión por picadura (Tanquero, 2015; Alfa Laval, 2011a).

1.4. Intercambiadores de calor para petróleo crudo. Aplicaciones

Los intercambiadores de calor son muy usados en todas las industrias, los más comunes en los procesos de tratamiento de petróleo son de coraza y tubos y de placas en espiral.

1.4.1. Aplicaciones de los intercambiadores de calor de coraza y tubos

Los intercambiadores de calor de coraza y tubos son ampliamente utilizados en todo tipo de industrias. Se emplean fundamentalmente para sistema líquido-líquido.

El de tubos fijos se utiliza para condensar, en sistemas gas-gas, gas-líquido para enfriar y calentar horizontal o vertical, siendo su limitante 95°C de temperatura. El de tubos con cabezal flotante se emplea cuando existen diferenciales de temperatura, aproximadamente altos (95°C), teniendo como limitante que las empaquetaduras interiores ofrecen peligro de fuga y los fluidos corrosivos en el lado de la coraza son peligrosos (Camaraza, 2017).

1.4.2. Aplicaciones de los intercambiadores de calor de placas en espiral

Los intercambiadores de placas en espiral son utilizados en las industrias del petróleo y petroquímica, de procesamiento de metal y otras. Su tamaño compacto, la gran área de transferencia de calor por unidad de volumen, la flexibilidad operacional, la rapidez de transferencia de calor es lo que posibilita que sea tan útil. Cada día son más utilizados a mediana y gran escala en las industrias, debido a la alta eficiencia en la transferencia de calor y reducen el consumo de combustible (Guha y Unde, 2014).

Son útiles cuando los fluidos se encuentran a presiones bajas y moderadas, inferiores a 20 atm (2026,5 kPa) principalmente cuando se requieren de materiales resistentes a la corrosión, además que contengan una cantidad sustancial de partículas sólidas. Se adaptan mejor cuando se tienen corrientes gaseosas con valores bajos de coeficiente global de transferencia de calor (Kulacki, 2018).

1.5. Evaluación y diseño de Intercambiadores de calor. Variables de operación

Para predecir el rendimiento de un intercambiador de calor, es esencial relacionar la transferencia total de calor con las temperaturas de entrada y salida del fluido, el coeficiente global de transferencia de calor y el área superficial total para la transferencia (Incropera, 2011).

El diseño de los intercambiadores de calor desde el punto de vista termodinámico se basa en dos aspectos fundamentales, el coeficiente global de transferencia de calor y la caída de presión total (Rodríguez et al., 2014).

Los métodos de evaluación de intercambiadores de calor que fundamentalmente se usan son:

1. Método de la diferencia media logarítmica de temperatura (FT-LMTD).
2. Método de la efectividad y el número de unidades de transferencia de calor (ϵ -NTU).

1.5.1. Coeficiente global de transferencia de calor

El cálculo de intercambiadores de calor se basa en la definición del coeficiente global de transferencia de calor (U), que representa la velocidad de la transferencia de calor entre los fluidos. Resulta de utilidad disponer de valores tabulados del coeficiente global para varias situaciones que se pueden encontrar en la práctica (Ishiyama et al., 2015).

El coeficiente global de transferencia de calor depende de los coeficientes peliculares de transferencia de calor (h_{i0}) en las dos caras de la superficie que separa los fluidos, de las propiedades físicas de los fluidos y de cómo éstas dependen de la temperatura, además de la geometría de la pared y de sus propiedades físicas (Incropera, 2011). Tiene en cuenta las resistencias individuales y globales a la transferencia, incluida la de la pared (R_w) que generalmente no se tiene en cuenta porque se trata de metales con alta conductividad térmica (Rizo, 2008; Díaz, 2014).

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + R_w + \frac{1}{h_o}} \quad (1.1)$$

La resistencia de la pared depende de la conductividad térmica del material, y los coeficientes individuales de las propiedades físicas de los fluidos (Rizo, 2008; Díaz, 2014).

No se puede dejar de mencionar que en un intercambiador de calor, además de la transferencia de calor entre los dos fluidos, existe transferencia de calor con el medio circundante, a la cual se le denomina pérdidas de calor. Aunque en general este flujo de calor hay que tenerlo en cuenta, la práctica habitual es minimizarlo recubriendo la superficie exterior con aislamiento térmico. Para el cálculo del flujo

de calor entre ambos fluidos, y el área de intercambio que los separa, no se suelen incluir estas pérdidas (Steessa et al., 2018).

La ecuación que define la transferencia de calor es (Incropera, 2011; Perry, 2008):

$$Q = UA(LMTD) \quad (1.2)$$

Donde:

Q: Flujo de calor transferido (W)

U: Coeficiente global de transferencia de calor ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$)

LMTD: Diferencia media logarítmica de temperatura ($^\circ C$)

A: Área (m^2)

1.5.2. Diferencia media logarítmica de temperatura

Para determinar el flujo de calor transferido es necesario conocer la diferencia de temperaturas entre los dos fluidos. Como el proceso consiste en transferir calor de un fluido caliente a un fluido frío, es evidente que la diferencia de temperaturas a la entrada en el intercambiador de calor será máxima y que esta diferencia se reducirá según los fluidos circulan por el intercambiador, por lo que a la salida se encontrará la menor diferencia de temperatura. Por lo tanto, la diferencia de temperaturas es variable. Además, depende de la disposición de los tubos, del número de pasos y de la geometría del equipo (Sánchez et al., 2019).

Para aplicar este método se utiliza la ecuación:

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\log \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (1.3)$$

Donde:

ΔT_1 : Diferencia de temperatura del cabezal caliente

ΔT_2 : Diferencia de temperatura del cabezal frío

Estos valores dependen del sentido de movimiento del fluido, puede ser en corrientes paralelas o en contracorriente.

La diferencia de temperatura es mayor cuando las corrientes de proceso están en contracorriente, y se aumenta la rapidez de la transferencia de calor (McCabe et al., 1998; Kern, 2019; Incropera, 2011).

Usualmente para el diseño de un intercambiador se estima la verdadera diferencia de temperatura de la temperatura media logarítmica aplicando un factor de corrección debido a que la diferencia media logarítmica de temperaturas se calcula para flujos en paralelo o en contracorriente puros. Para ello se emplea la siguiente ecuación:

$$\Delta T_m = F_T(LMTD) \quad (1.4)$$

El factor de la corrección F_T depende del modelo de flujo y es función de los parámetros P (eficiencia para el lado frío) y R (relación entre las capacidades caloríficas). Estos términos se determinan por las ecuaciones siguientes: (Incropera, 2011; Towler y Sinnott, 2008; Walas, 2010).

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (1.5)$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (1.6)$$

t_1, t_2 : Temperatura de entrada y salida del fluido frío

T_1, T_2 : Temperatura de entrada y salida del fluido caliente

Se usan los gráficos correspondientes que se ofrecen en la literatura para determinar el valor de F_T . Este debe ser aproximadamente 0,9 y siempre mayor que 0,75 (Kern, 2019; Incropera, 2011; Walas, 2010).

Este método puede ser aplicado si se consideran constantes, a lo largo de toda la superficie, el valor del coeficiente de transferencia de calor y el producto del flujo másico por la capacidad calorífica para cada uno de los agentes portadores de calor. En el caso que estos valores cambien considerablemente a lo largo de la superficie de intercambio de calor, resulta inexacta la aplicación del diferencial logarítmico de temperatura, en este caso la ecuación principal de transferencia de calor se resuelve empleando el método de integración gráfica.

Ecuación de transferencia de calor modificada:

$$Q = UAF_T(LMTD) \quad (1.7)$$

Donde:

F_T : Coeficiente de corrección de la diferencia media logarítmica de temperatura para corrientes cruzadas y flujo mixto en intercambiadores de calor múltiples (adimensional)

Si la temperatura de uno de los agentes portadores de calor no varía en el proceso a lo largo de la superficie, condensación de vapor o ebullición de líquidos, es igual a la unidad (Kern, 2019; Incropera, 2011).

1.5.3. Efectividad y Número de Unidades de Transmisión (ϵ - NTU)

No es difícil la aplicación del método de la temperatura media logarítmica (LMTD), si el valor de la temperatura del fluido a la entrada es conocido y la temperatura de la salida se especifica o determina por un balance de energía. Sin embargo, si la temperatura de salida no se conoce, para aplicar el método de la LMTD se requiere de un proceso iterativo. En tales casos es preferible utilizar una aproximación alternativa, determinada por el método de Efectividad y Número de Unidades de Transmisión (ϵ - NTU por sus siglas en inglés) (Shilling, 2000; Incropera, 2011).

El método fue desarrollado por Nusselt en 1931, que le dio el nombre de Número de Unidades de Transmisión, el cual fue perfeccionado más tarde por London y Kays en 1984 (Díaz, 2014). Es un procedimiento para evaluar el funcionamiento de un intercambiador de calor ya existente. Puede ser determinado cuando el área de transferencia de calor y los detalles de la construcción son conocidos. Consiste en determinar el intercambio de calor por cada grado de diferencia de temperatura (Izquierdo, 2001; Tower y Sinnott, 2008).

$$NTU = \frac{UA}{C_{min}} \quad (1.8)$$

Donde:

NTU: Número de Unidades de Transmisión (adimensional)

C_{\min} : Capacidad calórica mínima (W / °C)

La eficiencia de un intercambiador de calor se define como la relación entre la cantidad de calor transferido real y la cantidad máxima posible de calor a transferir (Shilling, 2000 e Incropera ,2011).

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\max}} \quad (1.9)$$

Siendo:

$$Q = \dot{m}C_{pp}(T_{sp} - T_{ep}) \quad (1.10)$$

Donde:

\dot{m} : Flujo másico del petróleo crudo (kg/s)

C_{pp} : Calor específico del petróleo (J/kg K)

T_{sp} : Temperatura de salida del petróleo (K)

T_{ep} : Temperatura de entrada del petróleo (K)

$$Q_{\max} = \dot{m}C_{pp}(T_v - T_{ep}) \quad (1.11)$$

Donde:

T_v : Temperatura de entrada de vapor (K)

1.5.4. Caída de presión en los intercambiadores de calor

Los cálculos hidráulicos en los intercambiadores de calor son imprescindibles, para poder definir los gastos de energía que son necesarios para garantizar el movimiento de los fluidos en el intercambiador de calor. La caída de presión es función del tipo de fluido, de las características del agente calefactor, en caso de que exista cambio de fase (condensación de vapores) y de la geometría y dimensiones constructivas de los mismos (Incropera, 2011; Perry, 2008).

La caída de presión permisible en el intercambiador de calor es la presión estática del fluido que puede ser invertida para conducir el fluido a través del intercambiador. En todos los intercambiadores de calor hay una cerrada afinidad física y económica entre la transferencia de calor y la caída de presión. Para una

capacidad calorífica constante en el intercambiador de calor a diseñar, el incremento de la velocidad del flujo provocará un aumento del coeficiente de transferencia de calor lo que se traduce en el diseño compacto del intercambiador y un menor costo de inversión (Rodríguez et al., 2013).

En general, la caída de presión es una restricción importante en el diseño de intercambiadores de calor compactos; si el fluido es gaseoso, los intercambiadores tienden a presentar una gran área frontal. Según London y Kays (1984), la caída de presión total entre la entrada y la salida es:

$$\Delta P = \Delta P_{ent} + \Delta P_{nuc} - \Delta P_{sal} \quad (1.12)$$

Donde:

ΔP_{ent} : Caída de presión por contracción

ΔP_{nuc} : Caída de presión en el núcleo

ΔP_{sal} : Presión recuperada por expansión

Esta metodología de cálculo planteada por London y Kays (1984) no es aplicable para el caso específico de los intercambiadores de calor compacto en espiral, debido a los cambios y variaciones que sufren las variables independientes como son:

1. Disminución de la viscosidad aparente con el incremento de la temperatura y la generación de gas por vaporización instantánea, producto de los componentes ligeros de petróleo crudo
2. Disminución de la densidad de la mezcla gas – líquido
3. Incremento del flujo volumétrico en el interior del intercambiador de calor compacto en espiral como consecuencia del cambio de fase

Sin embargo la ecuación planteada por Perry (2008) sí se puede utilizar para el cálculo de la caída de presión en los intercambiadores de calor en espiral:

$$\Delta P = \frac{LV^2\rho}{1,705 \cdot 10^3} \cdot 1,45 \quad (1.13)$$

Donde:

L: Longitud característica del intercambiador de calor (m)

V: Velocidad del fluido (m/s)

ρ : Densidad del fluido (kg/m³)

Los intercambiadores de calor después de ser diseñados y puestos en marcha, pueden presentar dificultades en su funcionamiento, y esto puede deberse a un grupo de elementos que inciden desfavorablemente sobre ellos.

1.6. Elementos que inciden en el funcionamiento de los intercambiadores de calor

Las fallas pueden ocurrir debido a defectos introducidos en tuberías y tubos durante las etapas de fabricación, manipulación, prueba, envío y almacenamiento o durante la puesta en marcha, parada y funcionamiento normal del intercambiador de calor. Las imperfecciones latentes de la superficie o del subsuelo producidas durante las operaciones de fabricación pueden provocar fallas durante el servicio. Sin embargo, la mayoría de las fallas ocurren debido al ambiente agresivo que existe en los intercambiadores de calor durante el servicio. Los modos comunes de falla incluyen fatiga, fluencia, corrosión, oxidación y ataque de hidrógeno. Las causas de falla comprenden ensuciamiento, incrustaciones, deposición de sal, defectos de soldadura y vibraciones que podrían ser provocadas por una selección de materiales o un diseño de tubos inapropiados, incumplimiento de las condiciones de operación recomendadas y / o errores humanos (Ali et al., 2020).

Estas fallas aparecen en forma de grietas y fugas por efecto de tensiones en los componentes, bloqueo por los depósitos formados en la superficie del tubo interior y / o remoción de material por corrosión o altas velocidades de flujo en los tubos. Se utilizan una variedad de técnicas no destructivas (END) para detectar fallas en los intercambiadores de calor, incluida la inspección visual, las corrientes parásitas, hidrostática, de partículas magnéticas, ultrasónica, radiografía X y termografía. Cada una de estas técnicas tiene sus puntos fuertes y sus limitaciones. Para evitar fallas en los intercambiadores de calor, se presentan una

serie de recomendaciones que generalmente incluyen el diseño revisado de los componentes de la caldera, la selección mejorada de materiales, la reevaluación de la protección contra la corrosión y el uso de estrategias efectivas de tratamiento de agua y limpieza química (Zhang et al., 2016).

Para minimizar las fallas, el material y el diseño de la tubería, deben poseer los tubos una adecuada resistencia a las incrustaciones, el sobrecalentamiento, las irregularidades de soldaduras, la fatiga por corrosión y el ataque de oxígeno en condiciones de trabajo o no. El estudio de las fallas ayuda a reconocer y comprender las fallas de los tubos y adoptar recomendaciones para minimizar el tiempo de inactividad, las paradas inesperadas, el desperdicio de material y el costo de producción.

1.6.1. Modos de fallas en intercambiadores de calor

2. Fatiga

La acción simultánea de un ambiente corrosivo y tensiones cíclicas puede inducir fallas por fatiga por corrosión. La carga repetitiva aplicada al intercambiador de calor en forma de tensiones térmicas y mecánicas da como resultado la falla del tubo debido al agrietamiento. La fatiga por corrosión se produce en metales bajo la acción de tensiones dinámicas en cualquier entorno corrosivo, mientras que el agrietamiento por corrosión bajo tensión tiene lugar bajo tensiones estáticas en un entorno químico específico. Los materiales susceptibles a la corrosión también son propensos a la fatiga por corrosión. Las dos causas principales de fatiga son la sobrecarga térmica y el sobreesfuerzo mecánico. En el primer caso, la alta temperatura es responsable y en el segundo caso, las altas tensiones mecánicas son la causa de la falla. En caso de tensiones mecánicas elevadas, se producen tensiones residuales en los materiales durante el doblado y laminado (Castelar et al., 2011).

La fatiga térmica es destructiva para los intercambiadores de calor y podría causar rápidamente fallas. La fatiga por corrosión reduce la vida útil de los intercambiadores de calor.

Aproximadamente el 30% de todas las fallas de los componentes del intercambiador de calor se deben a la rotura por fluencia. El daño por fluencia puede culminar en forma de fallas intergranulares, transgranulares o de ruptura en las regiones afectadas (Kong et al., 2018).

3. Oxidación

Los intercambiadores de calor son susceptibles a la oxidación debido a la afinidad del material, la alta temperatura y el entorno oxidante.

4. Ataque de hidrógeno

Este tipo de falla ocurre en el acero al carbono cuando se expone al hidrógeno a una temperatura superior a 205°C. A esta temperatura, el hidrógeno molecular se convierte en hidrógeno nascente y luego se difunde en la superficie de acero al carbono. Después de la difusión, produce metano al reaccionar con carbono libre y carburos metálicos. El metano generado debajo de la superficie no puede escapar, por lo tanto crea vacíos que conducen a una alta presión interna. Estos vacíos se acumulan con el tiempo y para liberar esta presión interna, se forman grietas en el material. El alto riesgo de falla está estrechamente asociado con el aumento de temperatura y presión. Las altas tensiones aplicadas o residuales también elevan el riesgo de ataque de hidrógeno a altas temperaturas.

1.6.2. Causas de las fallas

1) Ensuciamiento, incrustaciones y depósitos de sal

Cuando las partículas insolubles (por ejemplo, depósitos poliméricos, crecimiento biológico, etc.) presentes en el medio circulante se adhieren a la superficie interior de los tubos del intercambiador de calor y dan como resultado la reducción del área de la sección transversal del tubo, la vía de flujo puede bloquearse posteriormente. Este fenómeno se denomina ensuciamiento que se puede limpiar con relativa facilidad por medios mecánicos como el *hidroblasting* o el fregado con cepillo.

La acumulación de suciedad y otras partículas en las superficies de los tubos del intercambiador de calor produce capas de depósito que reducen la transferencia

de calor y aumentan la temperatura del fluido, lo que reduce el rendimiento. La baja velocidad del fluido aumenta la posibilidad de acumulación de partículas en la superficie del tubo. Debido a la alta sensibilidad del proceso en el intercambiador de calor, incluso el agua cíclica limpia con poco riesgo de ensuciamiento podría ser peligrosa si se usa en exceso (Yu et al., 2017).

Una gran proporción de las fallas de los tubos del intercambiador de calor se atribuyen a la suciedad que se produce principalmente debido a un diseño y funcionamiento deficientes del intercambiador de calor, a un caudal incorrecto en el diseño previsto. El medio fluido en el lado del gas normalmente no está limpio. Para reducir las incrustaciones, todos los componentes del intercambiador de calor deben limpiarse adecuadamente. Las superficies del intercambiador de calor deben ser internamente lisas, ya que se observa que las superficies texturizadas son más vulnerables al ensuciamiento en comparación con las lisas. El ensuciamiento tiene un impacto significativo en la seguridad comercial, ambiental y operativa en las operaciones industriales (Wang et al., 2015). Los intercambiadores de calor deben diseñarse con el objetivo de exhibir una alta transferencia de calor y una baja tasa de ensuciamiento.

Según Shuai et al. (2017) la incrustación ocurre cuando una película mineral como sulfato de calcio o carbonato de calcio se deposita en la superficie interna del tubo. A medida que aumenta la temperatura, la solubilidad de estas sales en agua disminuye, lo que da como resultado una mayor deposición en la superficie del tubo. Las incrustaciones disminuyen significativamente la transferencia de calor. Las escamas son tenaces y no se pueden quitar por medios mecánicos. La limpieza ácida se emplea normalmente para este propósito.

El pH alto puede causar una tasa inestable de transferencia de calor, mientras que la temperatura alta reduce la eficiencia del sistema. El pH alto mejora la cinética de la formación de precipitación y hace que sea más fácil perder el control sobre la transferencia de calor, mientras que la temperatura alta facilita la formación de incrustaciones por sobresaturación.

2) Defectos de soldaduras

Xu (2021) plantea que la unión de soldadura da como resultado una microestructura no homogénea desde el metal de soldadura hasta la zona afectada por el calor y el metal base no afectado. Además, la soldadura puede producir rugosidades, huecos, porosidad, inclusiones, discontinuidades y grietas por contracción. La adherencia a las prácticas de soldadura adecuadas es clave para producir una estructura de soldadura homogénea que conduce a un funcionamiento mejorado y duradero de los intercambiadores de calor. La selección inadecuada de metales base y de soldadura, el tratamiento térmico inadecuado y la presencia de tensiones mecánicas pueden provocar fallas. En los intercambiadores de calor, las uniones soldadas tienen menos resistencia a las cargas cíclicas y la desalineación.

3) Daños por vibración

La oscilación de los tubos alrededor de su punto de equilibrio puede provocar resonancia y provocar fallas mecánicas. La vibración provoca grietas que se propagan a través del componente. La vibración también conduce a la pérdida de material y daña el equipo por corrosión por contacto, debido al acercamiento del soporte de tubo a tubo o a la fatiga. La vibración en los intercambiadores de calor se produce entre piezas adyacentes, como deflectores o placas de tubos. Principalmente dos razones causan fallas por vibración; condiciones ambientales del intercambiador de calor y condiciones de flujo tales como flujo turbulento.

La corrosión por fricción se produce cuando dos o más superficies entran en contacto en condiciones adversas, como el movimiento relativo cíclico de dos superficies en presencia de vibración inducida por carga. Cuando las superficies entran en contacto entre sí en movimiento relativo, la fricción entre las superficies daña la película pasiva y, por lo tanto, las superficies metálicas quedan expuestas al ambiente corrosivo (Deshannavar y Ramasamy, 2019).

Para mantener un intercambiador de calor funcionando correctamente, todas las fuentes de vibración, como los cambios en la caída de presión, el impacto

ambiental y las vibraciones inducidas por el flujo, deben mantenerse a un nivel mínimo.

1.7. Pérdidas de calor en tanques de grandes dimensiones de almacenamiento de petróleo crudo. Factores que inciden

Desde el surgimiento de la industria petrolera, el almacenamiento se realiza en su totalidad en tanques de techo fijo. Estos tanques están formados por un solo cuerpo, cuyo techo no tiene ninguna posibilidad de movimiento. Se utilizan para almacenar líquidos combustibles más bien pesados. Dentro de los factores que afectan las mermas en tanques atmosféricos y de baja presión se encuentra: el producto almacenado incidiendo la presión y el punto de inflamación, la temperatura de almacenamiento, el número de movimientos del producto y el tamaño del tanque. En estos tanques siempre el espacio interior sobre la superficie libre de líquido es ocupado por presiones de vapores del producto relativamente alta, y fundamentalmente por las fracciones más livianas de este, son desplazadas a la atmósfera a través de los respiradores o válvulas de venteo. Estudios realizados han demostrado que las pérdidas de calor en estos tanques son producto a las variaciones del medio ambiente: temperatura, lluvia, humedad. Generalmente estos tanques no se encuentran aislados térmicamente por lo que pierden temperatura, al transferir el calor a la atmósfera (Lima, 2019).

El tanque de petróleo de techo flotante de doble placa de 100 000 m³ es el tanque más utilizado para el almacenamiento de petróleo crudo en la industria del petróleo. Se realizan estudios detallados sobre las características de transferencia de calor del petróleo crudo en el tanque, con el objetivo de garantizar la seguridad del almacenamiento, la optimización de la estructura del tanque y la conservación de energía (Cristescu et al., 2017). El sistema de transferencia de calor de un tanque de petróleo de techo flotante se puede dividir en dos partes: tanque de petróleo y suelo adjunto. Además el sistema de transferencia de calor del tanque consta de:

- a) transferencia de calor de pareja de gas-líquido-sólido dentro del tanque
- b) conducción de calor entre el tanque de petróleo y el suelo adyacente

- c) convección forzada entre el tanque de petróleo y la atmósfera
- d) radiación solar

Para la determinación de las pérdidas de calor en el tanque se estudia la evolución de la temperatura, la energía cinética turbulenta y la viscosidad turbulenta, se analizan en detalle las variaciones del flujo de calor en la parte superior del tanque, el fondo del tanque y la pared del tanque (Wang et al., 2018).

Resultados experimentales han demostrado que las pérdidas de calor están muy influenciadas por la estructura del tanque, las propiedades del petróleo y las condiciones climáticas. Cuando el calor se transfiere del petróleo al medio ambiente, el flujo de calor es positivo, mientras que cuando el calor se transfiere del medio ambiente al petróleo el flujo de calor es negativo (Zhao et al., 2017). La existencia de una gran diferencia de temperatura trae consigo el aumento de la velocidad de enfriamiento del petróleo, así como el riesgo de accidente de congelación en el tanque.

Sun et al. (2019) plantea que durante el proceso de calentamiento del petróleo crudo en los tanques, el serpentín pasa el calor al petróleo en el tanque, lo que hace que la temperatura del petróleo cerca del serpentín aumente y la densidad disminuya gradualmente, y luego causa la convección natural del petróleo crudo. Simultáneamente, al ambiente térmico dinámico del tanque, la radiación solar diurna transfiere su calor al crudo a través del tanque, a través del techo flotante y la pared del tanque. Debido a la gran diferencia de temperatura entre el petróleo crudo, el suelo y la atmósfera fuera del tanque, el calor se disipa principalmente al suelo y a la atmósfera a través del techo flotante, por conducción de calor y convección. La transferencia de calor y el flujo ocurren al mismo tiempo e interactúan entre sí. La energía transferida a través del techo del tanque incluye el flujo de calor de la atmósfera y la radiación solar absorbida por la bandeja flotante en el techo del tanque.

Aunque en los últimos años, el tanque de techo flotante se ha utilizado ampliamente en grandes proyectos de reservas de petróleo, todavía hay una gran cantidad de tanques de bóveda en servicio. Para el tanque de bóveda, debido a la

existencia del espacio petróleo-gas, la pérdida de calor del tanque es mucho menor que la del tanque de techo flotante, pero la ley de transferencia de calor interna es más complicada, especialmente cuando el medio de almacenamiento es el petróleo crudo ceroso. Además en comparación con el tanque de techo flotante la pérdida por evaporación del tanque de bóveda es más grave, y esta pérdida por evaporación está relacionada significativamente con la distribución de temperatura en el tanque y la estructura de flujo del medio de almacenamiento (Zhao et al., 2019; Bañal, 2015).

1.8. Conclusiones parciales

1. El calentamiento del petróleo es una etapa de vital importancia en el tratamiento del mismo para alcanzar los parámetros de calidad requeridos, y el vapor constituye el medio de calentamiento más utilizado en los tanques de almacenamiento.
2. Para el tratamiento del petróleo crudo los intercambiadores de calor de tubos y coraza son los más utilizados debido a su bajo costo y buen rendimiento.
3. Para la evaluación de intercambiadores de calor los métodos más utilizados son: Método de la diferencia media logarítmica de temperatura (FT-LMTD) y el Método de la efectividad y el número de unidades de transferencia de calor (ϵ -NTU).
4. Las pérdidas de calor en los tanques de techo fijo, para almacenar petróleo crudo, se deben fundamentalmente a las condiciones climáticas y de diseño.

Capítulo 2. Materiales y Métodos

En el presente capítulo se ofrece el proceder metodológico seguido durante la investigación, se realiza en primer lugar, una descripción del área objeto de estudio para una mejor comprensión de los análisis y cálculos a realizar. Se exponen también los principales problemas de precalentamiento en el área de los tanques receptores de petróleo crudo de la División Territorial de Comercialización de Combustibles de Matanzas (DTCCM) y las propuestas de modificaciones tecnológicas necesarias para solucionar dichos problemas y garantizar la calidad del producto requerida por los clientes. Se describen además las diferentes metodologías de cálculo empleadas para la determinación de las pérdidas de calor en un tanque, la evaluación de un intercambiador de calor para las nuevas condiciones de operación, la determinación del diámetro óptimo de la tubería que se desea sustituir. Finalmente, se plantea la valoración técnico - económica de las modificaciones propuestas.

En el diagrama de bloque que aparece a continuación se muestra el proceder a seguir en el presente capítulo.

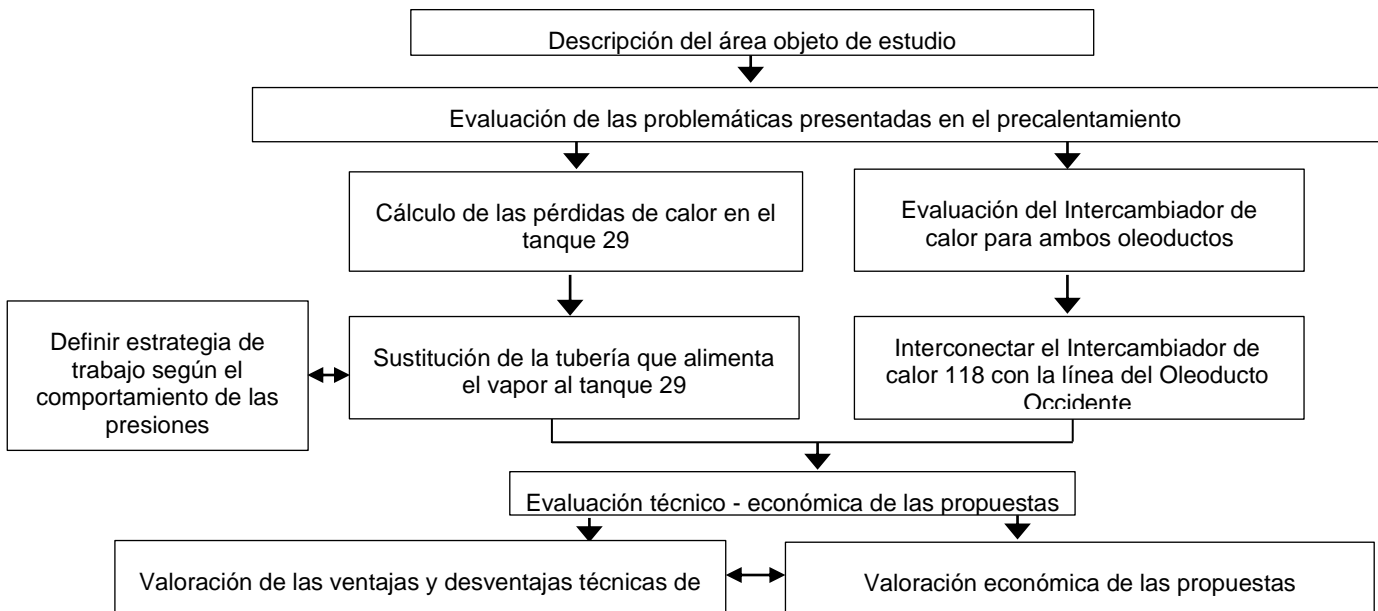


Figura 2.1. Diagrama de bloque de la metodología empleada

Fuente: (Elaboración propia)

2.1. Caracterización de la División Territorial de Comercialización de Combustibles de Matanzas (DTCCM)

La División Territorial de Comercialización de Combustibles de Matanzas (DTCCM) se encuentra ubicada en la Zona Industrial del municipio de Matanzas. Su misión es comercializar los combustibles de la unión CUPET, cumpliendo los requerimientos de los clientes, trabajando por alcanzar sus expectativas y contribuir al desarrollo de la gestión empresarial. Entre las áreas operacionales que la componen se encuentra el Área Crudo y Suministro, que es donde se desarrolla este trabajo. El objetivo de esta área es recibir, almacenar y entregar productos (petróleo crudo nativo, nafta y fuel oíl) a las Centrales Termoeléctricas, a la fábrica de Cemento y en algunos casos exportar para otros países como Venezuela y Singapur. La recepción se realiza por oleoductos, pailas y Buques-Tanques para el caso del crudo y por Buques-Tanques para la nafta y el fuel oíl. Las entregas se realizan por Buques-Tanques y oleoductos en el caso del petróleo crudo nativo y el fuel oíl y la nafta se trasiegan hacia la Terminal 320 (otra área de la DTCCM) desde donde se cargan camiones y se entrega el fuel oíl a los grupos electrógenos de la Planta Martí. También se cargan vagones de ferrocarril con petróleo crudo nativo desde la Estación de bombas del área 1.

Según Ruiz (2019) esta División cuenta con cuatro áreas de proceso:

1. Base de crudo o Área 1
2. Base de suministro a las Centrales Termoeléctricas o Área 2
3. Base de recepción de crudo o Área 3
4. Base en tierra o Área 4

2.1.1. Descripción del área objeto de estudio

El estudio se realiza en el área 1, específicamente en los tanques receptores. El área 1 está compuesta por tres tanques receptores de crudo (TK-27, TK-28 y TK-29) (Anexo 2) y la Estación de bombeo 1-1 a Buques-Tanque (Anexo 3). El crudo se recibe de las productoras EPEP Centro y EPEP Occidente, enviándolo a los tanques receptores, pasando por un tratamiento previo de calentamiento a

través de los intercambiadores de calor (IE-117 o IE-118) para elevar la temperatura del crudo hasta 50 °C. Los tanques receptores están provistos de serpentines de vapor para mantener la temperatura en 50 °C, debido a que como no están aislados térmicamente existen pérdidas de calor por intercambio con el medio ambiente.

Al tanque 29 (Anexo 4) entra el petróleo crudo proveniente de los oleoductos EPEP Centro y EPEP Occidente. El crudo proveniente del Oleoducto Centro es calentado previamente a través del intercambiador de calor 118 (Anexo 5) para elevar la temperatura del crudo hasta 50 °C antes de entrar al tanque; mientras que el petróleo crudo proveniente del Oleoducto Occidente entra al tanque sin ser calentado inicialmente. El tanque está provisto de un serpentín de vapor para mantener la temperatura en 50 °C, el cual no logra mantener dicha temperatura a causa de que el petróleo crudo proveniente del Oleoducto Occidente entra al tanque sin ser calentado; el condensado que sale del serpentín se queda retenido, no fluye, lo que constituye una pérdida considerable de agua para la caldera. En estos momentos el intercambiador de calor 118 no está siendo utilizado porque al no tener calentamiento el tanque, el flujo de petróleo crudo que proviene del Oleoducto Centro es muy pequeño en comparación con el volumen del tanque que es de 50 000 m³. El petróleo crudo que es almacenado en este tanque posteriormente es bombeado hasta los buques tanques.

2.2. Situación actual y caracterización de los principales problemas de precalentamiento en el área objeto de estudio

A la Estación 1-1, de donde se bombea el crudo hacia los Buques-Tanques, desde su creación y puesta en marcha (dos décadas), se le han realizado reparaciones puntuales, sin embargo no se han ejecutado mantenimientos sistemáticos y eficientes, lo que ha provocado el deterioro de los equipos tecnológicos que la componen con la consiguiente pérdida de eficiencia de la instalación. Actualmente unos de los problemas que afecta fuertemente el proceso es el deterioro y salida del servicio de los equipos de intercambio de calor, provocando la ineficiencia del proceso y pérdidas económicas.

El tanque 29 no está aislado térmicamente, por lo que con las variaciones del medio ambiente (temperatura, lluvia, humedad) pierde temperatura al transferir el calor al aire y no poder usar el serpentín instalado.

El tanque aunque posee serpentín, el condensado del mismo no retorna a la caldera porque se queda estancado, por un problema de diseño inadecuado en la tubería de suministro de vapor.

El intercambiador de calor 118 fue instalado para calentar el petróleo crudo proveniente del Oleoducto Centro, pero al no tener calentamiento el tanque 29, no se está utilizando porque el flujo es muy pequeño en comparación con el volumen del tanque 29 que es de 50 000 m³.

Al intercambiador de calor 118 estar conectado a la línea del Oleoducto Centro, no se puede utilizar para el oleoducto Occidente, por lo que es necesario determinar si esta conexión se puede realizar.

2.3. Metodología para el cálculo de las pérdidas de calor en el tanque

Según Exxon (2016) el coeficiente de transferencia de calor exterior de un cuerpo es difícil de calcular exactamente. En la práctica las condiciones generalmente son diferentes para cada caso, pero se han encontrado una serie de correlaciones que dan resultados satisfactorios. Por este motivo se recomienda para este tipo de cálculo el siguiente procedimiento.

2.3.1. Cálculo de calor perdido por el tanque por intercambio con el medio

Para esto hay que calcular el coeficiente de transferencia de calor por convección natural para el crudo, el coeficiente de transferencia de calor por convección forzada para el aire, el coeficiente de transferencia de calor por radiación y el coeficiente de transferencia de calor del área expuesta al ambiente, según la metodología que se describe a continuación.

2.3.1.1. Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección natural para el crudo

La transferencia de calor en un líquido almacenado en tanques ocurre por convección natural. La cantidad de calor transferida depende de las propiedades del líquido, la diferencia de temperatura entre la superficie y el líquido y la orientación de la superficie. El coeficiente de transferencia de calor por convección natural se expresa según la ecuación 2.1 (Exxon, 2016).

$$h_{nc} = C \left(\frac{k_f}{L} \right) (Gr \cdot Pr)^n \quad (2.1)$$

Donde:

h_{nc} : Coeficiente de transferencia de calor por convección natural (W/m² °C)

C: Constante (Ver Tabla 2.1)

k_f : Conductividad térmica del líquido (W/m °C), evaluado a la temperatura de la película

L: Altura de la superficie vertical (m)

n: Constante (Ver Tabla 2.1)

($Gr \cdot Pr$): Producto de los números Grashof y Prandtl:

$$Gr \cdot Pr = \frac{10^3 g \beta \rho^2 c_p L^3 (T_f - T_a)}{\mu_f k_f} \quad (2.2)$$

Donde:

g : Aceleración de la gravedad (9,81 m/s²)

β : Coeficiente de expansión térmica volumétrico (°C⁻¹)

ρ : Densidad del líquido (kg/m³), evaluada a la temperatura de la película

c_p : Capacidad calorífica del crudo (kJ/kg °C), evaluada a la temperatura de la película

T_f : Temperatura del fluido (°C)

T_a : Temperatura de la superficie (aire) (°C)

μ_f : Viscosidad absoluta del fluido, cP (Pa.s), evaluada a la temperatura de la película

Las propiedades del fluido son evaluadas a la temperatura de la película, $(T_f + T_a) / 2$, (°C)

Tabla 2.1. Valores de C y n para la determinación del coeficiente de transferencia de calor por convección natural

Rango de $(G_r.P_r)$	10^3 a 10^9		$>10^9$	
Valor de constantes en la ecuación 3	C	N	C	n
Planos verticales, cilindros verticales y horizontales.	0,59	1/4	0,13	1/3
Platos horizontales, superficie caliente hacia arriba o superficie fría.	0,71	1/4	0,17	1/3
Platos horizontales, superficie caliente mirando hacia abajo o fría mirando hacia arriba.	0,35	1/4	0,08	1/3

Fuente: Exxon (2016)

2.3.1.2. Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección forzada para el aire

Este coeficiente depende de las propiedades del aire, de la velocidad con respecto a la superficie y del tamaño de la superficie.

El coeficiente de transferencia de calor para aire fluyendo alrededor de un tanque cilíndrico se calcula por la ecuación 2.3 (Exxon, 2016).

$$h_{fc} = (1,46 \times 10^4) \left(\frac{k_a}{\sqrt{v_a}} \right) \sqrt{\frac{V}{D}} + (1,26 \times 10^3) \left(\frac{k_a}{v_a} \right) V \quad (2.3)$$

Donde:

h_{fc} : Coeficiente de transferencia de calor por convección forzada ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$)

k_a : Conductividad térmica del aire ($W/m \text{ } ^\circ C$), a la temperatura promedio entre el aire y la superficie del tanque ($^\circ C$)

ν_a : Viscosidad cinemática del aire (mm^2/s), a la temperatura promedio entre el aire y la superficie del tanque ($^\circ C$)

V: Velocidad del aire (m/s)

D: Diámetro exterior del tanque (mm)

T_a : Temperatura del aire ($^\circ C$)

T_s : Temperatura de la superficie en contacto con el aire ($^\circ C$)

Una vez calculados los coeficientes de transferencia de calor por convección natural y forzada, se procede a determinar el coeficiente de transferencia de calor combinado por convección natural y forzada mediante la ecuación 2.4 tomada de Exxon (2016).

$$h_c = \sqrt{(h_{nc})^2 + (h_{fc})^2} \quad (2.4)$$

Donde:

h_c : Coeficiente de transferencia de calor combinado por convección natural y forzada ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$)

h_{nc} : Coeficiente de transferencia de calor por convección natural ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$)

h_{fc} : Coeficiente de transferencia de calor por convección forzada ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$)

2.3.1.3. Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por radiación (hr)

El valor del coeficiente de transferencia de calor por radiación se determina gráficamente entrando con la temperatura de radiación del tanque, según Exxon (2016). (Ver Anexo 6).

2.3.1.4. Cálculo del coeficiente total de transferencia de calor del lado expuesto al ambiente

$$h_e = h_c + h_r \quad (2.5)$$

Donde:

h_e : Coeficiente total de transferencia de calor del lado expuesto al ambiente (W/m² °C)

h_r : Coeficiente de transferencia de calor por radiación (W/m² °C)

2.3.1.5. Cálculo de las pérdidas de calor por unidad de área de la pared en contacto con el líquido

Conocido el coeficiente de transferencia de calor del lado expuesto al ambiente se procede a calcular las pérdidas de calor por unidad de área de pared en contacto con el líquido.

$$q = \frac{(T_s - T_a)}{\frac{1}{h_e}} \quad (2.6)$$

Donde:

q : Calor perdido por unidad de área de pared en contacto con el líquido (W/m²)

T_a : Temperatura del aire (°C)

T_s : Temperatura de la superficie en contacto con el aire (°C)

Con el valor de q y el área en contacto con el líquido, se calcula las pérdidas de calor de la superficie en contacto con el líquido por la expresión:

$$Q_c = q \cdot A \quad (2.7)$$

Donde:

Q_c : Pérdidas de calor de la superficie en contacto con el líquido (W)

A : Área de la superficie en contacto con el líquido (m²)

El área se calcula por la expresión:

$$A = \pi \cdot d \cdot h \quad (2.8)$$

Donde:

d : Diámetro del tanque (m)

h : Altura operacional (m)

Sustituyendo el área (A) en la ecuación 2.7 se calcula las pérdidas de calor de la superficie en contacto con el líquido.

Los próximos pasos consisten en calcular las pérdidas de calor en la superficie que no está en contacto con el líquido y las del techo.

2.3.1.6. Cálculo de las pérdidas de calor en la superficie que no está en contacto con el líquido

Generalmente, en un tanque de almacenamiento el nivel del líquido alcanza un valor inferior a la altura total del tanque, por lo tanto, queda sobre la superficie líquida un espacio que es ocupado por gases calientes que también ocasionan pérdidas de calor a través de la pared, las cuales pueden ser calculadas utilizando la ecuación del ejemplo 3 de la metodología de Exxon (2016).

$$Q_{sl} = U(T_s - T_a)\pi d(H_t - H_l) \quad (2.9)$$

Donde:

Q_{sl} : Pérdidas de calor en la superficie que no está en contacto con el líquido (W)

U : Coeficiente global de transferencia de calor ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$). Metodología de cálculo No. 3 según Exxon (2016).

T_s : Temperatura de la superficie ($^\circ C$)

T_a : Temperatura del aire ($^\circ C$)

H_t : Altura del tanque (m)

H_l : Altura operacional (m)

2.3.1.7. Cálculo de las pérdidas de calor en el techo del tanque

Para este cálculo se utiliza la ecuación utilizada en la metodología de cálculo No. 3 de Exxon (2016).

$$Q_t = U (T_s - T_a) \frac{\pi}{4} d^2 \quad (2.10)$$

Donde:

Q_t : Pérdidas de calor en el techo del tanque (W)

Después de calcular todas las pérdidas de calor en el tanque, que se encuentra expuesto al ambiente sin aislamiento térmico, se calcula las pérdidas totales que es la cantidad de calor que hay que suministrarle al tanque para mantener la temperatura a 45 °C y sería la suma de todas las pérdidas calculadas anteriormente, por lo tanto:

$$Q_{ext} = Q_c + Q_{sl} + Q_t \quad (2.11)$$

Donde:

Q_{ext} : Pérdidas de calor totales, (W)

2.4. Metodología para la determinación del diámetro de la nueva tubería de alimentación de vapor saturado al tanque

Como se describe en el epígrafe 2.2 uno de los problemas existentes es que a pesar de que el tanque 29 posee serpentín, el condensado del mismo no retorna a la caldera porque se queda estancado, por un problema de diseño inadecuado en la tubería de suministro de vapor. Para ello en este trabajo se propone uniformar el diámetro de esta tubería y posteriormente determinar la caída de presión, para su determinación se describe el procedimiento que a continuación se muestra.

Según Bilbao (2017) cuando se tiene que dimensionar tuberías que conducen vapor saturado se puede seguir un procedimiento sencillo y rápido mediante la utilización del Anexo 7.

2.4.1. Pasos a seguir para la determinación del diámetro

1. Se entra a la figura por la parte inferior izquierda con el caudal de vapor que va a circular por el tramo de la tubería, luego es necesario desplazarse horizontalmente hacia la derecha hasta interceptar la línea de presión que corresponda a dicho caudal.
2. A partir de este punto de intercepción se asciende verticalmente en el diagrama hasta interceptar con la línea de velocidad óptima promedio, que se encuentre dentro del rango recomendado. (Ver Anexo 8).

3. Inmediatamente se deberá leer el diámetro de la tubería, el cual se indica en las líneas inclinadas. Si el punto de intercepción se encuentra entre dos líneas de estas, se debe tomar el diámetro inmediato superior.
4. Posteriormente se calcula la caída de presión empleando el Anexo 9, se entra al diagrama ubicando los valores de caudal de vapor y presión en la línea, luego se traza una línea que pase por estos valores hasta interceptar la línea pivote, luego se traza nuevamente una línea que intercepte la línea de pivote con el diámetro conocido (Castilla y León, 2017).
5. A partir de este punto de intercepción se lee el valor de la caída de presión.

2.5. Metodología para la evaluación de un intercambiador de calor

Otro de los problemas descritos en el epígrafe 2.2 es que el intercambiador de calor 118 fue instalado para el Oleoducto Centro, pero al no tener calentamiento el tanque 29, no se utiliza porque el flujo es muy pequeño en comparación con el volumen del tanque, por lo que se propone interconectar el intercambiador de calor con la línea del Oleoducto Occidente. Para ello en este trabajo se propone evaluar el intercambiador de calor conectado a ambas líneas, para su determinación se describe el procedimiento que se muestra a continuación.

Para la determinación de la adaptabilidad de los calentadores disponibles para su nuevo uso bajo las condiciones actuales del proceso (apreciación), se emplea la metodología planteada por (Kern, 2019). El empleo de ecuaciones empíricas hace necesario el uso de unidades del Sistema Inglés.

2.5.1. Condiciones de proceso requeridas

Las condiciones de proceso que se requieren son:

Para el fluido caliente: T_1, T_2 ó λ_c (si es vapor), $W, C, s, \mu, k, R_d, \Delta P$

Para el fluido frío: $t_1, t_2, w, c, s, \mu, k, R_d, \Delta P$

Donde:

T_1, T_2 : Temperaturas de entrada y salida del fluido caliente, ($^{\circ}\text{F}$)

t_1, t_2 : Temperaturas de entrada y salida del fluido frío, ($^{\circ}\text{F}$)

W: Flujo másico del fluido caliente, (lb/h)

w: Flujo másico del fluido frío, (lb/h)

C: Calor específico del fluido caliente, (Btu/(lb)(°F))

c: Calor específico del fluido frío, (Btu/(lb)(°F))

λ_c : Calor latente de condensación del vapor, (Btu/lb)

s: Gravedad específica

μ : Viscosidad del fluido, (lb/(pie)(h))

k: Conductividad térmica, (Btu/(h)(pie²)(°F/pie))

Rd: Factor de obstrucción, ((h)(pie²)(°F)/Btu)

ΔP : Caída de presión, (lb/plg²)

2.5.2. Datos de diseño requeridos del intercambiador de calor

Los datos de diseño del intercambiador de calor que se requieren son:

Para el lado de la coraza:

- Diámetro interior.
- Espaciado de los deflectores
- Pasos

Para el lado de los tubos:

- Número y longitud
- Diámetro exterior
- BWG
- Arreglo
- Pasos

2.5.3. Balance de calor

El calor intercambiado en el equipo por ambos fluidos se determina como:

$$Q = W.\lambda_c = w.c.(t_2 - t_1) \quad (2.12)$$

Donde:

Q : Calor absorbido por el petróleo crudo o cedido por el vapor, (Btu/h)

Según Kern (2019), las pérdidas por radiación de los intercambiadores usualmente son insignificantes comparadas con la carga térmica transferida en el equipo.

El calor latente de condensación del vapor (λ_c) puede determinarse en la Tabla 7 de Kern (2019).

Se considera el calor específico del crudo igual a 0,47 Btu/lb°F, según (Manual de Operaciones, 2019).

2.5.4. Determinación de la diferencia verdadera de temperatura

La diferencia verdadera de temperatura entre las dos corrientes puede ser calculada a partir de la ecuación siguiente:

$$\Delta t = LMTD.F_T \quad (2.13)$$

Donde:

Δt : Diferencia verdadera de temperatura entre las dos corrientes, (°F)

LMTD: Media logarítmica de la diferencia de temperatura, (°F)

F_T : Factor de diferencia de temperatura, (adimensional).

De acuerdo a lo planteado por Kern (2019), para flujos a contracorriente F_T es aproximadamente igual a la unidad, de ahí que:

$$\Delta t = LMTD \quad (2.14)$$

La media logarítmica de la diferencia de temperatura puede ser calculada como:

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (2.15)$$

2.5.5. Cálculos para el lado de los tubos

Fluido caliente: Vapor saturado

Según Kern (2019), al ser corrosivo el condensado del vapor, es recomendable que en el calentamiento el vapor fluya por los tubos del calentador y no por la coraza, de forma tal que no se dañen ambos.

De acuerdo a lo planteado por Incropera (2011), puesto que el vapor es un fluido que se condensa isotérmicamente, la diferencia verdadera de temperatura Δt y la *LMTD* son idénticas.

a) Determinación del área de flujo

El área de flujo para el lado de los tubos se determina mediante la expresión:

$$a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144n} \quad (2.16)$$

Donde:

a_t : Área de flujo, (pie²)

a_t' : Área de flujo por tubo, (plg²)

N_t : Número de tubos

n : Número de pasos en los tubos

El área de flujo por tubo puede determinarse en la Tabla 10 de Kern (2019).

b) Cálculo de la velocidad másica

La velocidad másica del vapor queda expresada como:

$$G_t = \frac{W}{a_t} \quad (2.17)$$

Donde:

G_t : Velocidad másica del vapor en los tubos, (lb/(h)(pie²))

W : Flujo másico de vapor, (lb/h)

a_t : Área de flujo, (pie²)

c) Determinación del diámetro interior de los tubos

El diámetro interior de los tubos, en pie (D), puede determinarse en la Tabla 10 de Kern (2019).

d) Cálculo del número de Reynolds

Una vez determinado el diámetro interior de los tubos y la velocidad másica del vapor, el número de Reynolds para el lado de los tubos queda expresado como:

$$\text{Re}_t = \frac{D \cdot G_t}{\mu} \quad (2.18)$$

Donde:

D : Diámetro interior del tubo, (pie)

G_t : Velocidad másica del vapor en los tubos, (lb/(h)(pie²))

μ : Viscosidad del vapor a T_a , (lb/(pie)(h))

T_a : Temperatura promedio del fluido caliente, (°F)

La viscosidad del vapor a T_a puede ser determinada mediante la Figura 15 de Kern (2019).

e) Determinación del coeficiente de transferencia de calor

De acuerdo a lo planteado por Pavlov (1981) los coeficientes de transferencia de calor asociados con la condensación del vapor son altos, por lo que se adopta un valor conservador convencional para el coeficiente de película, puesto que este nunca es la película controlante. Para todos los servicios de calentamiento que empleen vapor de agua relativamente libre de aire, se usará un valor de $h_i = h_o = h_{i0} = 1500 \text{ Btu/(h)(pie}^2\text{)(°F)}$ para la condensación del vapor sin considerar su localización.

f) Determinación de la temperatura de la pared del tubo

La temperatura de la pared del tubo puede ser calculada como:

$$t_w = t_a + \frac{h_{i0}}{h_{i0} + h_o} (T_a - t_a) \quad (2.19)$$

Donde:

t_w : Temperatura de la pared del tubo, (°F)

t_a : Temperatura promedio del fluido frío (crudo), (°F)

T_a : Temperatura promedio del fluido caliente (vapor), (°F)

h_o : Coeficiente de transferencia de calor del fluido exterior (crudo), (Btu/(h)(pie²)(°F))

h_{i_o} : Coeficiente de transferencia de calor del fluido interior (vapor) referido al diámetro exterior del tubo, (Btu/(h)(pie²)(°F))

2.5.6. Cálculos para el lado de la coraza

Fluido frío: Petróleo crudo

a) Determinación del área de flujo

El área de flujo para el lado de la coraza se determina mediante la expresión:

$$a_s = \frac{DI.C'.B}{144.P_T} \quad (2.20)$$

Donde:

a_s : Área de flujo, (pie²)

DI : Diámetro interior de la coraza, (plg)

C' : Sección libre entre tubos, (plg)

B : Espaciado de los deflectores, (plg)

P_T : Espaciado de los tubos, (plg)

$$P_T = C' + d_o \quad (2.21)$$

Donde:

d_o : Diámetro exterior de los tubos, (plg)

b) Cálculo de la velocidad másica

Conociendo el flujo másico de crudo (w) y el área de flujo para el lado de la coraza (a_s), la velocidad másica del crudo (G_s) se calcula al igual que para (G_t) mediante la ecuación 2.17.

c) Determinación del diámetro equivalente

El diámetro equivalente para el lado de la coraza puede determinarse en función del tipo de arreglo dispuesto en el cabezal de los tubos.

Para arreglo en cuadro:

$$d_e = \frac{4 \cdot \left(P_T^2 - \frac{\pi d_o^2}{4} \right)}{\pi d_o} \quad (2.22)$$

Para arreglo en triángulo:

$$d_e = \frac{4 \cdot \left(\frac{1}{2} P_T \cdot 0,86 P_T - \frac{1}{2} \frac{\pi d_o^2}{4} \right)}{\frac{1}{2} \pi d_o} \quad (2.23)$$

Donde:

d_e : Diámetro equivalente, (plg)

d_o : Diámetro exterior de los tubos, (plg)

P_T : Espaciado de los tubos, (plg)

Los diámetros equivalentes para los arreglos comunes se incluyen en la Figura 28 de Kern (2019), y pueden ser determinados en dicha figura a partir del diámetro exterior de los tubos (d_o) y del espaciado entre tubos (P_T).

d) Cálculo del número de Reynolds

Una vez calculado el diámetro equivalente en pie (D_e) y la velocidad másica del crudo (G_s), el número de Reynolds para el lado de la coraza queda expresado según la ecuación 2.18.

La viscosidad del crudo a t_a (temperatura promedio del fluido frío) puede determinarse mediante el empleo del *Software* “Viscosidad y Mezcla” (Riveiro, 2015).

e) Determinación del factor de transferencia de calor

El factor de transferencia de calor (j_H) puede ser determinado a partir del número de Reynolds (Re_s) en la Figura 28 de Kern (2019).

f) Determinación del coeficiente de transferencia de calor

La relación entre la razón de viscosidad y el coeficiente de transferencia de calor del fluido exterior queda expresada de la forma:

$$\frac{h_o}{\phi_s} = j_H \cdot \frac{k}{D_e} \cdot \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \quad (2.24)$$

Donde:

h_o : Coeficiente de transferencia de calor del fluido exterior, (Btu/(h)(pie²)(°F))

ϕ_s : Razón de viscosidad en la coraza, (adimensional)

j_H : Factor de transferencia de calor, (adimensional)

D_e : Diámetro equivalente, (pie)

μ : Viscosidad del crudo a t_a , (lb/(pie)(h))

k : Conductividad térmica del crudo a t_a , (Btu/(h)(pie²)(°F/pie))

c : Calor específico del crudo, (Btu/(lb)(°F))

La conductividad térmica del crudo se obtiene a partir de la Figura 1 de Kern (2019) en función de los grados API y la temperatura promedio.

La razón de viscosidad se expresa como:

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (2.25)$$

Donde:

μ : Viscosidad del crudo a t_a , (lb/(pie)(h))

μ_w : Viscosidad del crudo a la temperatura t_w , (lb/(pie)(h))

t_w : Temperatura de la pared del tubo, (°F)

Una vez determinada la relación entre el coeficiente de transferencia de calor y la razón de viscosidad, así como el valor de esta última, el coeficiente de transferencia de calor corregido para el crudo queda expresado como:

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \cdot \phi_s \quad (2.26)$$

2.5.7. Determinación del coeficiente total limpio de transferencia de calor

La expresión para determinar el coeficiente total limpio de transferencia de calor es la que sigue:

$$U_C = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad (2.27)$$

Donde:

U_C : Coeficiente total limpio de transferencia de calor, (Btu/(h)(pie²)(°F))

2.5.8. Determinación del coeficiente total de diseño de transferencia de calor

El coeficiente total de diseño de transferencia de calor se determina mediante la expresión:

$$U_D = \frac{Q}{A.LMTD} \quad (2.28)$$

Donde:

U_D : Coeficiente total de diseño de transferencia de calor, (Btu/(h)(pie²)(°F))

Q : Calor absorbido por el petróleo crudo o cedido por el vapor, (Btu/h)

LMTD: Media logarítmica de la diferencia de temperatura, (°F)

A : Área de transferencia de calor, (pie^2)

El área de transferencia de calor está dada por:

$$A = a'' \cdot L \cdot N_t \quad (2.29)$$

Donde:

L : Longitud de los tubos, (pie)

N_t : Número de tubos

a'' : Superficie externa por pie lineal, (pie)

La superficie externa por pie lineal puede ser determinada en la Tabla 10 de Kern (2019).

2.5.9. Determinación del factor de obstrucción

La expresión para el cálculo del factor de obstrucción es la que sigue:

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} \quad (2.30)$$

Donde:

R_d : Factor de obstrucción, $((h)(\text{pie}^2)(^\circ\text{F})/\text{Btu})$

El factor de obstrucción requerido puede ser determinado en la Tabla 12 de Kern (2019).

2.5.10. Determinación de la caída de presión para el lado de los tubos

La caída de presión para el lado de los tubos se determina como:

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad (2.31)$$

Donde:

ΔP_T : Caída de presión para el lado de los tubos, (lb/plg^2)

ΔP_t : Caída de presión en los tubos, (lb/plg^2)

ΔP_r : Caída de presión de retorno o pérdida de regreso, (lb/plg^2)

La caída de presión en los tubos viene dada por la ecuación:

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_t} \quad (2.32)$$

Donde:

f : Factor de fricción para el lado de los tubos, (pie²/plg²)

G_t : Velocidad másica del vapor en los tubos, (lb/(h)(pie²))

L : Longitud del tubo, (pie)

n : Número de pasos en los tubos

D : Diámetro interior del tubo, (pie)

s : Gravedad específica del vapor

ϕ_t : Razón de viscosidad en los tubos, (adimensional)

Las correlaciones graficadas para obtener el factor de fricción f para el lado de los tubos, aparecen en la Figura 26 de Kern (2019).

La razón de viscosidad en los tubos se expresa como:

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (2.33)$$

Donde:

μ : Viscosidad del vapor a T_a , (lb/(pie)(h))

μ_w : Viscosidad del vapor a la temperatura t_w , (lb/(pie)(h))

La gravedad específica del vapor se determina mediante la expresión:

$$s = \frac{\rho_v}{62,5} \quad (2.34)$$

Donde:

ρ_v : Densidad del vapor, (lb/pie³)

La densidad del vapor se obtiene de la expresión:

$$\rho_v = \frac{1}{v} \quad (2.35)$$

Donde:

v : Volumen específico del vapor, (pie³/lb).

El volumen específico del vapor puede obtenerse de la Tabla 7 de Kern (2019).

De acuerdo a lo planteado por Kern (2019), al fluir de un paso al otro, pasando por el carrete y el cabezal flotante, el fluido cambia de dirección bruscamente. Este cambio de dirección introduce una caída de presión adicional llamada caída de presión de retorno o pérdida de regreso, y se consideran cuatro cabezas de velocidad por paso como pérdida.

La caída de presión de retorno (ΔP_r , lb/pulg²) viene dada por la ecuación:

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g} \quad (2.36)$$

Donde:

n : Número de pasos en los tubos

s : Gravedad específica del vapor

V : Velocidad, (pie/s)

g : Aceleración de la gravedad, (pie/s²)

El término $V^2/2g$ se encuentra graficado en función de la velocidad másica en la Figura 27 de Kern (2019).

Según Pavlov (1981) cuando el vapor se emplea en dos pasos del lado de los tubos, la caída de presión permitida deberá ser muy pequeña, menor de 1,0 lb/plg², particularmente si el condensado regresa por gravedad a la caldera.

2.5.11. Determinación de la caída de presión para el lado de la coraza

La caída de presión a través de la coraza de un intercambiador, según lo planteado por Kern (2019), es proporcional al número de veces que el fluido cruza el haz entre los deflectores. También es proporcional a la distancia a través del haz, cada vez que lo cruza.

La ecuación para la caída de presión en la coraza, para fluidos que se calientan o enfrían y que incluyen las pérdidas de entrada y salida es:

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s} \quad (2.37)$$

Donde:

f : Factor de fricción para el lado de la coraza, ($\text{pie}^2/\text{plg}^2$)

G_s : Velocidad másica del crudo en la coraza, ($\text{lb}/(\text{h})(\text{pie}^2)$)

$N+1$: Número de cruces

D_s : Diámetro interior de la coraza, (pie)

D_e : Diámetro equivalente, (pie)

s : Gravedad específica del crudo

ϕ_s : Razón de viscosidad en la coraza, (adimensional)

La gravedad específica del crudo puede determinarse en la Figura 6 de Kern (2019) en función de los grados API y la temperatura promedio.

El número de veces que el haz se cruza ($N+1$) se determina a partir de la expresión siguiente:

$$N+1 = 12 \frac{L}{B} \quad (2.38)$$

Donde:

N : Número de deflectores

L : Longitud de los tubos, (plg)

B : Espaciado de los deflectores, (plg)

Las correlaciones graficadas para obtener el factor de fricción f para el lado de la coraza, aparecen en la Figura 29 de Kern (2019).

La gravedad específica de los hidrocarburos se puede obtener en la Figura 6 de Kern (2019).

2.5.12. Condiciones de significación a tener en cuenta en la apreciación de la adaptabilidad de los calentadores existentes para su nuevo uso

Finalmente es necesario determinar si se cumplen las condiciones de significación en la apreciación de la adaptabilidad de los intercambiadores de calor existentes para su nuevo uso. Según Kern (2019) estas condiciones son las siguientes:

- El coeficiente total limpio de transferencia de calor (U_C) debe exceder al coeficiente total de diseño (U_D) suficientemente, de manera que el factor de obstrucción, que es una medida del exceso de superficie, permita la correcta operación del calentador por un periodo de servicio razonable.
- El factor de obstrucción (R_d) calculado debe ser mayor que el factor de obstrucción (R_d) requerido.
- La caída de presión permitida para las dos corrientes no debe excederse.

Cuando estas condiciones han sido alcanzadas, el intercambiador en existencia es apropiado para las condiciones de proceso para las que ha sido evaluado.

2.6. Valoración de las ventajas y desventajas técnicas esperadas de las propuestas realizadas

Como consecuencia de las propuestas de modificaciones realizadas se espera que el proceso sufra un grupo de cambios, en su mayoría positivos, que mejoren el trabajo del área. La tabla 2.2 muestra un resumen de las principales valoraciones de las ventajas y desventajas técnicas esperadas de las propuestas realizadas.

Tabla 2.2. Valoración de las ventajas y desventajas técnicas esperadas de las propuestas realizadas

Propuestas	Acciones a realizar	Ventajas	Desventajas
Valorar el estado actual del trabajo del tanque 29	Cálculo de pérdidas de calor en el tanque 29	<ul style="list-style-type: none"> - Permite conocer el comportamiento de la variación de temperatura - Se lograría una correcta planificación del tiempo de trabajo del serpentín 	
Instalar una tubería de diámetro uniforme para alimentar el vapor al tanque	Determinación del diámetro de la tubería de alimentación de vapor al tanque 29	<ul style="list-style-type: none"> - Disminución de las pérdidas por fricción - Mejor presión de entrada al serpentín , garantizando el retorno de entrada a la caldera 	<ul style="list-style-type: none"> - Ligeramente incremento de los costos por concepto de redimensionamiento de las tuberías de alimentación de vapor al tanque 29
Interconectar el Oleoducto Occidente con el Oleoducto Centro	Evaluación del intercambiador de calor 118 para ambos oleoductos, después de estar interconectado el Oleoducto Occidente	<ul style="list-style-type: none"> - La interconexión permite utilizar el intercambiador de calor 118 para los oleoductos separados o juntos - Permite garantizar que el crudo suministrado al tanque tenga una temperatura similar a la del tanque, lo que ayudaría a lograr los objetivos propuestos - Se aprovechan las instalaciones existentes en el área de trabajo - Un buen calentamiento del petróleo crudo para la entrega a buques tanques reduce los gastos por sobrestadía, mejoran las utilidades de la empresa y del personal de trabajo - Mejora la entrega de combustible a las termoeléctricas del país 	<ul style="list-style-type: none"> - Requiere un aumento del consumo de vapor

2.7. Valoración económica de las propuestas

Acompañado de las valoraciones técnicas realizadas, de las cuales se espera beneficios significativos para el proceso, deben estar las valoraciones económicas. Ellas en su conjunto deben definir la factibilidad de las propuestas realizadas. Se muestra a continuación el proceder que permitirá valorar la factibilidad económica de las propuestas. Importante aclarar que como estas propuestas serán implementadas realmente en el proceso, si son factibles, será necesario corregir los costos bajo las condiciones reales de implementación en el momento de realizarlas.

Ante todo se definen los principales términos que serán empleados para la valoración económica:

1. Valor de la producción antes de las propuestas (VPa, cup/año)
2. Valor de la producción después de las propuestas (VPd, cup/año)
3. Costo de producción del área antes de las propuestas (CPa, cup/año)
4. Costo de producción del área después de las propuestas (CPd, cup/año)
5. Volumen de producto vendido antes de las propuestas (Na, t/año)
6. Volumen de producto vendido después de las propuestas (Nd, t/año)
7. Ganancia obtenida antes de las propuestas (Ga, cup/año)
8. Ganancia obtenida después de las propuestas (Gd, cup/año)
9. Precio de venta del producto (PUP, cup/t)

Además se debe contar entre otros gastos o costos los que se listaran debajo con la finalidad de determinar lo más verazmente posible los costos de producción del área antes y después de la implementación de las propuestas.

- Ficha de costo por concepto de la instalación de los tramos de tuberías
- Pago por tiempo de estadía de los buques
- Otros elementos del costo de producción que sufren cambios por concepto de las propuestas (Ej. Consumo de vapor, gastos de electricidad, gastos de agua para alimentar calderas, mantenimiento, etc.)

Las ecuaciones principales usadas para estimar la factibilidad desde el punto de vista económico de las propuestas serán:

$$VPa = Na \cdot PUP \quad (2.39)$$

$$VPd = Nd \cdot PUP \quad (2.40)$$

$$CPa = \Sigma \text{ Costos del área antes de realizar las modificaciones} \quad (2.41)$$

$$CPd = \Sigma \text{ Costos del área después de realizar las modificaciones} \quad (2.42)$$

$$Ga = VPa - CPa \quad (2.43)$$

$$Gd = VPd - CPd \quad (2.44)$$

Si se cumple que la ganancia después de las modificaciones es mayor que la ganancia antes de las modificaciones, entonces se podrá decir que estas son adecuadas o factibles para el proceso.

2.8. Conclusiones parciales

1. Existen en la actualidad dificultades en el proceso de calentamiento previo del petróleo crudo entregado a buques tanques, estas son: el tanque 29 presenta pérdidas de calor considerables al medio ambiente; el petróleo proveniente del Oleoducto Occidente no es calentado y entra frío al tanque 29; irregularidad en el diámetro de la tubería que alimenta vapor al tanque 29.
2. Mediante las modificaciones tecnológicas propuestas, se pueden solucionar los problemas existentes en el precalentamiento del petróleo crudo que es entregado a buques tanques.
3. El análisis técnico económico de las propuestas realizadas permitirá inferir si las mismas son adecuadas y se pueden reducir las dificultades que presenta en la actualidad el proceso de calentamiento del petróleo crudo que es entregado a buques tanques.

Conclusiones

1. Si se evalúan los equipos que intervienen en el proceso de calentamiento del petróleo crudo que es entregado a los buques tanques se podrá detectar dónde radican las deficiencias que estos presentan y así tomar medidas para reducirlas.
2. La consulta de la bibliografía especializada permitió detectar que: los intercambiadores de calor más usados para el tratamiento del petróleo crudo son los de tubo y coraza; para la evaluación de intercambiadores de calor los métodos más utilizados son el de la diferencia media logarítmica (FT-LMTD) y el Método de la efectividad y el número de unidades de transferencia de calor (ϵ -NTU); y las pérdidas de calor en los tanques de techo fijo, se deben, fundamentalmente, a las condiciones climáticas y de diseño.
3. Las principales dificultades que presenta en la actualidad el proceso de calentamiento del petróleo crudo entregado a buques tanques son: el tanque 29 presenta pérdidas de calor considerables al medio ambiente; el petróleo proveniente del Oleoducto Occidente no es calentado y entra frío al tanque 29; irregularidad en el diámetro de la tubería que alimenta vapor al tanque 29.
4. El análisis de las ventajas y desventajas esperadas de las propuestas realizadas permite inferir que se reducen las dificultades que presenta en la actualidad el proceso de calentamiento del petróleo crudo que es entregado a buques tanques.

Recomendaciones

1. En estudios posteriores determinar los valores de cada uno de los parámetros descritos en este documento.
2. Modelar el comportamiento de las pérdidas de calor en el tanque 29.
3. Si son factibles las modificaciones propuestas en esta investigación desde el punto de vista técnico y económico deben ser implementadas por la empresa.

Bibliografía

1. Alfa Laval, C. (2011 a). Tipos de intercambiadores de calor. <http://local.alfalaval.com/esmx/keyindustries/oilrefinery/pages/default.aspx>
2. Alfa Laval, C. (2011 b). Spiral Heat Exchanger Instruction Book.
3. Ali, M., Ul-Hamid, A., Alhems, L.M., Saeed, A. (2020). Review of Common Failures in Heat Exchangers - Part I: Mechanical and Elevated Temperature Failures. Engineering Failure Analysis. <https://doi.org/10.1016/j.engfailanal.2020.104396>
4. Awais, M., Bhuiyan, A. A. (2018). Heat and mass transfer for compact heat exchanger (CHXs) design: A state-of-the-art review. International Journal of Heat and Mass Transfer, 127, 359-380. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2018.08.026>
5. Balaji, C., Srinivasan, B., Gedupudi, S. (2021). Heat Transfer Engineering: Fundamentals and Techniques (1st ed.). Elsevier. <https://www.elsevier.com/books-and-journals>
6. Bañal, J. A. (2015). Modelación de la transferencia de calor, en régimen transitorio, en los tanques estáticos de la Planta de Procesamiento de Crudo de la EPEP-C [Trabajo de diploma presentado en opción al título de Ingeniero Químico]. Universidad de Matanzas.
7. Bilbao, L. A. (2017). Distribución de vapor. Spirac Sarco.s.a.
8. Brito, M., Sanches, P., Ferreira, R. M., Covas, D.I.C. (2014). Characterization of Transient Flow in Pipe Coils. Procedia Engineering. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1877705814025739>
9. Camaraza, Y. M. (2017). Introducción a la termotransferencia (1.^a ed.). Editorial Universitaria.
10. Castelar, R. O., Gutiérrez, A. G., Estrella, J. M., Félix, I. C., Galván, P. J., Herrera, C. M., Pérez, O. M. (2011). Determinación de pérdidas de calor en la red de transporte de vapor del campo geotérmico de Cerro Prieto, BC, con base en el estado físico del aislamiento térmico de vaporductos. Geotermia, 24(2), 11-24.

11. Castilla y León. (2017). Cálculo hidráulico de redes de vapor. Manual técnico.
12. Cristescu, T., Stoica, M., Suditu, S. (2017). The Evaluation of the Influence Geographic and Meteorological Factors on Heat Transfer in the Case of Crude Oil Storage in Overground Tanks. Petroleum-Gas, 68(6). <http://www.revistadechimie.ro>
13. Deshannavar, U., Ramasamy, M. (2019). A Model to Determine Maximum Heat Flux under Forced Convective Heat Transfer Regime for Crude Oil Fouling Studies. Applied Thermal Engineering. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2019.04.091>
14. Díaz, Y. G. (2014). Evaluación de la eficiencia de la limpieza mecánica del intercambiador de calor en espiral de la segunda etapa de separación en la batería central de la EPEP Centro [Tesis en opción al Título Académico de Especialista en Perforación de pozos y producción de petróleo]. Universidad de Matanzas.
15. Exxon. (2016). Thermal Insulation Steady-State Heat Loss. Design Practices, Section XVI-B, 59.
16. Faghri, A. y Zhang, Y. (2020). Fundamentals of Multiphase Heat Transfer and Flow (2nd ed.). Springer. <https://doi.org/10.1007/978-3-030-22137-9>
17. Forsberg, Ch. H. (2021). Heat Transfer Principles and Applications (1st ed.). Elsevier. <https://www.elsevier.com/books-and-journals>
18. González, J. (2014). Energía. Mecanismos de calor. <https://www.venelogia.com/archivos/9668/>.
19. Guha, Probal y Unde, Vaishnavi (2014). Mathematical Modeling of Spiral Heat Exchanger. International Journal of Engineering Research, 30(4), 226-229. <http://www.ccsenet.org/journal.html>
20. Heat and Mass Transfer, 127, 89-101. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2018.08.035>
21. Holman, J. P. (2002). Transferencia de calor (8.^a ed.). Mc Graw Hill.

22. Incropera, F. P., Bergeman, T.L., Lavine, A.S., Dewitt, D. P. (2011). Fundamentals of Heat and Mass Transfer (7th ed.). John Wiley and Sons Inc.
23. Ishiyama, E. M, y Pugh, S. J. (2015). Considering In-Tube Crude Oil Boiling in Assessing Performance of Preheat Trains Subject to Fouling. Heat Transfer Engineering, 36, 632-641. <http://doi.org/10.1080/01457632.2015.954916>
24. Izquierdo, M. M. (2001). Ingeniería térmica y de fluidos: Intercambiadores de calor (1st ed.). Leganés.
25. Kern, D. Q. (2019). Process Heat Transfer (2nd ed.). Wiley.
26. Klemes, J. J., Qiu-Wang, W., Petar, S. V., Min Z., Hon H., Nathan S. L., Nian-Qi, L., Bohong, W., Xue-Chao, W., Timothy, G. W. (2020). Heat transfer enhancement, intensification and optimization in heat exchanger network retrofit and operation. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 120. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109644>
27. Kong, G., Zhang, Z., Ping, P., He, X., Yang, H. (2018). Effects of the initial fuel temperature on burning behavior of crude oil pool fire in ice cavities. Experimental Heat Transfer. <https://doi.org/10.1080/08916152.2018.1434576>
28. Kulacki, F. A. (2018). Handbook of Thermal Science and Engineering (1st ed.). Springer. <https://doi.org/10.1007./978-3-319-26695-4>
29. Kunkel, S. T., Teumer, P., Dörnhofer, K., Schlachter, Y., Weldeslasie, M., Kühr, M., Rädle, J-U. Repke, (2018). Determination of heat transfer coefficients in direct contact latent heat storage systems. Applied Thermal Engineering. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2018.09.015>
30. Levenspiel, Octave (1993). Flujo de Fluidos e Intercambio de Calor. Reverté S.A.
31. Lima, D. (2019). Manual de operaciones de CUPET.
32. Liu, Z., Yan, P., Tan, H. (2019). Experimental study on temperature distribution in an ice-making machine multichannel evaporator. Sci. Technol, 25, 69-82.

33. London, A. L. y Kays, M. (1984). Compact Heat Exchangers. Mc Graw Hill Book Company.
34. Martínez, R. C. (2011). Guía para seleccionar intercambiadores de calor. Revista Académica de Investigación, TLATEMOANI. Universidad Autónoma de San Luis Potosí.
35. McCabe, W. L., Smith, J. C. y Harriott, P. (1998). Operaciones unitarias en Ingeniería Química. Mc Graw Hill.
36. Pavlov, K. (1981). Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en Tecnología Química. Moscú, 608.
37. Pérez, A. E. (2019). Evaluación de un sistema de recepción y calentamiento de crudo recibido por pailas en la División Territorial de Comercialización de Combustibles Matanzas [Trabajo de diploma presentado en opción al título de Ingeniero Químico]. Universidad de Matanzas.
38. 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.
39. Perry, Robert y Green, Don W. (2008). Chemical Engineers Handbook. Mc. Graw Hill Incorporation.
40. Riveiro, C. (2015). Software Viscosidad y Mezcla. Unión CUPET. Cuba.
41. Rizo, L. B. (2008). 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 de pozos de petróleo y gas]. Universidad de Matanzas.
42. Rodríguez, M. R., Rodríguez, J. M., Fonticiella, O. C. (2014). Impacto ecológico de los intercambiadores de calor de tubo y coraza. Impacto ecológico, 27, 279-284.
43. Rodríguez, M. R., Rodríguez, J. M., Fonticiella, O. C., Cerón, R. M. (2013). Optimización de intercambiadores de calor de tubo y coraza mediante la técnica de recocido simulado. Revista Centro Azúcar, 40. <http://centroazucar.qf.uclv.edu.cu>

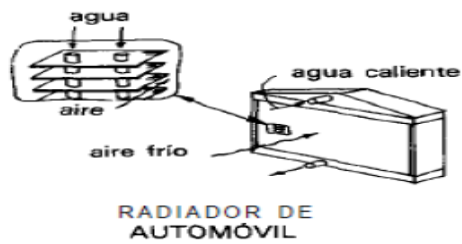
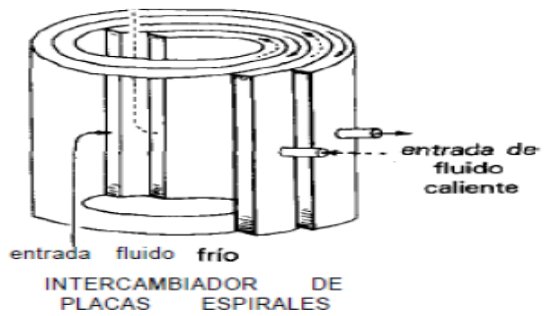
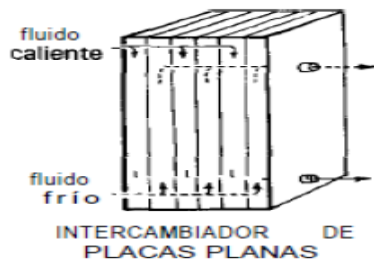
44. Ruiz, C. 2019. Manual de Operaciones de la Base de Crudos y Suministro. División Territorial de Comercialización de Combustibles de Matanzas.
45. Sánchez, A.P, Sánchez, E.P, Sánchez, A.H, Amayuela, L.P. (2019). Diseño de un intercambiador de calor de serpentín para el enfriamiento de acetone. Revista científica, 32(1), 61-74. <https://doi.org/10.5377/nexo.v32i01.7988>
46. Sateesha, P., Patel, S., Vavhal, P., Rahate, H. (2018). Desing and Development of Tube in Tube Helical Coil Heat Exchanger. Science and Engineering. <https://doi.org/10.5377/nexo.v32i01.7988>
47. Sathiyar, S., Rangarajan, Murali and Ramachandran, S. (2013). Heat Transfer to Immiscible Liquid Mixtures in a Spiral Plate Heat Exchanger. Brazilian Journal of Chemical Engineering, 30(2), 311-321. <http://www.abeq.org.br/bjche>
48. 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 (1st ed.). Brown Fintube Company.
49. Shuai, Y., Wen, W., Yong, Ch., Xu, W. (2021). Numerical Study on Heating Process of High Viscosity Crude Oil in Oil Tank of Sunken Ship. The Electrochemical Society. <https://doi.org/10.1088/1755-1315/647/1/012086>
50. Sinch, J. (2020). Heat Transfer Fluids and Systems for Process and Energy Applications (1st ed.). Taylor and Francis.
51. Srinivasacharya, D. y Reddy, K. S. (2019). Numerical Heat Transfer and Fluid Flow (1st ed.).Springer. <https://doi.org/10.1007/978-981-13-1903-7>
52. Sun, W., Cheng, Q., Li, Z., Wang, Z., Gan, Y., Liu, Y., Shao, S. (2019). Study on Coil Optimization on the Basis of Heating Effect and Effective Energy Evaluation during Oil Storage Process. Energy, 185, 505-520. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2018.03.018>
53. Sun, W., Cheng, Q., Zheng, A., Gan, Y., Gao, W., Gao, Liu, Y. (2018). Heat flow coupling characteristics analysis and heating effect evaluation study of crude oil in the storage tank different structure coil heating processes. International Journal of Heat and Mass Transfer, 127, 89-101. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2018.08.035>

54. Tamayo, E. T., Charlot, L. Q., Árias, O. V., Mediaceja, Y. R. (2011). Coeficientes de transferencia de calor y pérdida de eficiencia en intercambiadores de calor de placas durante el enfriamiento de licor amoniacal. *Minería y Geología*, 27(2), 67-83.
55. Tanquero, I. L. (2015). Obtención y validación de un modelo matemático para estimar el coeficiente pelicular de transferencia de calor del petróleo en los intercambiadores en espiral de batería central en la EPEP-C [Trabajo de diploma presentado en opción al título de Ingeniero Químico]. Universidad de Matanzas.
56. Tarqui, N. y Kahalerras, H. (2013). Analysis of a double pipe heat exchanger performance by use of porous baffles and pulsating flow. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*.
<http://www.sciencedirect.com/article/pii/S019680413003932>
57. Tower, G. y Sinnott, R. (2008). *Chemical Engineering Design. Principles Practice and Economics of Plant and Process Design*. Butterworth-Heinemann.
58. Venkateshan, S. P. (2021). *Heat Transfer* (1st ed.). Springer.
<https://doi.org/10.1007/978-3-030-58338-5>
59. Walas, S. M. (2010). *Chemical Process Equipment. Selection and Design*. Massachusetts. Butterworth-Heinemann, Series in Chemical Engineering.
60. Wang, B., Jiri J. K., Nianqi, L., Min, Z., Petar, S. V., Yongtu, L. (2020). Heat exchanger network retrofit with heat exchanger and material type selection: A review and a novel method. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, article in press. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110479>
61. Wang, M., Bo, Y., Zhang, X., Yu, G., Li, J. (2018). Experimental and numerical study on the heat transfer characteristics of waxy crude oil in a 100,000 m³ double-plate floating roof oil tank. *Applied Thermal Engineering*, 136, 335-348. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2018.03.018>
62. Wang, Y., Zhan, S., Feng, X. (2015). Optimization of velocity for energy saving and mitigating fouling in a crude oil preheats train with fixed network

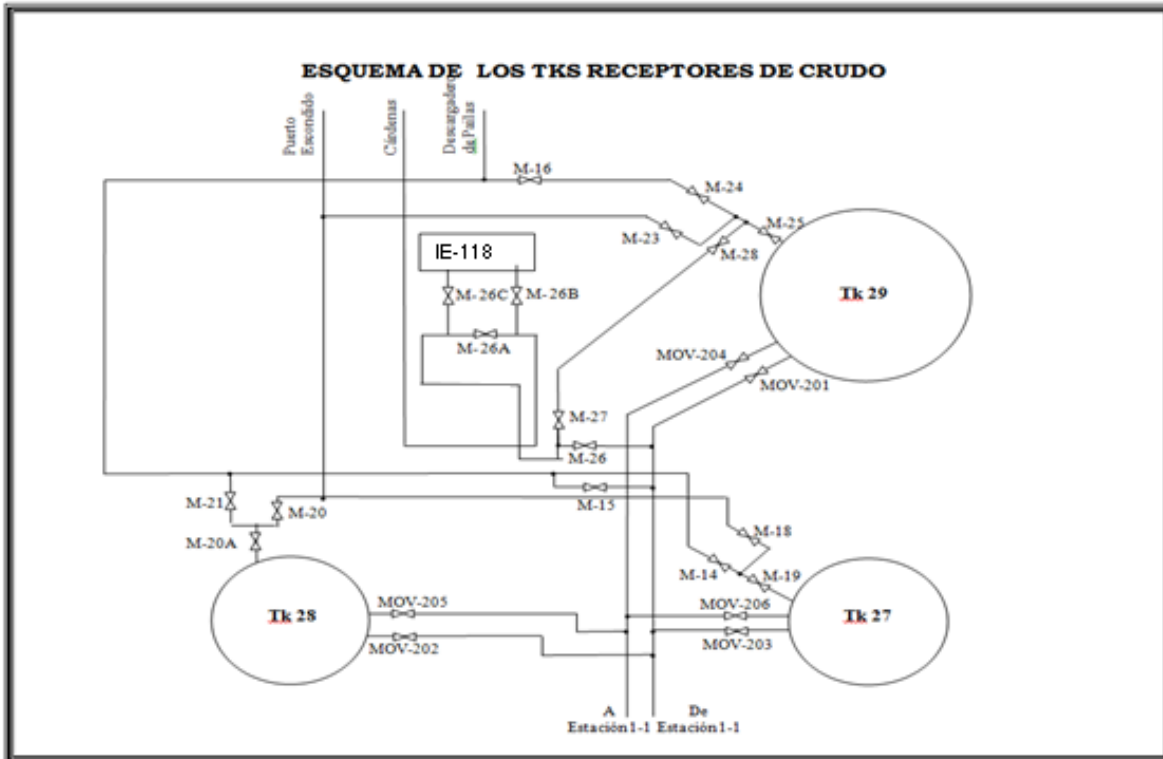
- structure. Energy, 93, 1478-1488.
<http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2015.09.130>
63. Xu, Y., Nie, X., Dai, Z., Liu, X. Y., Liu, Y., Cheng, Q. (2021). Numerical Simulation and Analysis of Phase Change Heat Transfer in Crude-Oil. Thermal Science, 25(2A), 1123-1134.
<https://doi.org/10.2298/TSCI190623464X>
64. Yang, Jian-Feng., Zeng, M., Wang, Qiu-Wang. (2014). Numerical investigation on combined single shell-pass shell and tube heat exchanger with two layer continuous helical baffles. International Journal of heat and Mass Transfer. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2014.12.042>
65. Yu, G., Yu, B., Liang, Y., Wang, M., Joshi, Y., Sun, D. (2017). Further study on the thermal characteristics of a buried waxy crude oil pipeline during its cooling process after a shutdown. Numerical, Heat Transfer, Part A, 71(2), 137-152. <http://dx.doi.org/10.1080/10407782.2016.1264722>
66. Zhang, G., Huang, F., Huang, W., Zhu, Z., Fang, J., Ji, H., Fu, L., Sun, X. (2020). Analysis of Floating-Deck Height on Oil-Vapor Migration and Emission of Internal Floating-Roof Tank Bazed on Numerical Simulation and Wind-Tunnel Experiment. Processes. <http://www.mdpi.com/journal/processes>
67. Zhang, K., Du, J., Lui, X., Zhang, H. (2016). Molten salt flow and Heat transfer in paddle heat exchangers. Heat Technol, 34, 43-50.
68. Zhao, J., Hang D., Qimeng, L., Junjie, G., Lixin, W. (2017). Research on heat transfer characteristic of waxy crude oil during the gelatinization process in the floating roof tank. International Journal of Thermal Sciences, 115, 139-159. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijthermalsci.2017.01.027>
69. Zhao, Y., Sun, Y., Wang, Y., Bai, Z. (2019). Asymptotical stabilization of the nonlinear upper triangular fractional-order systems. Advances in Difference Equations. <https://doi.org/10.1186/s13662-019-2098-0>
70. Zohuri, B. (2017). Compact Heat Exchangers (1st ed.). Springer <https://doi.org/10.1007/978-3-319-29835-1>

Anexos

Anexo 1. Tipos fundamentales de intercambiadores de calor



Anexo 2. Esquema de los tanques receptores de petróleo crudo

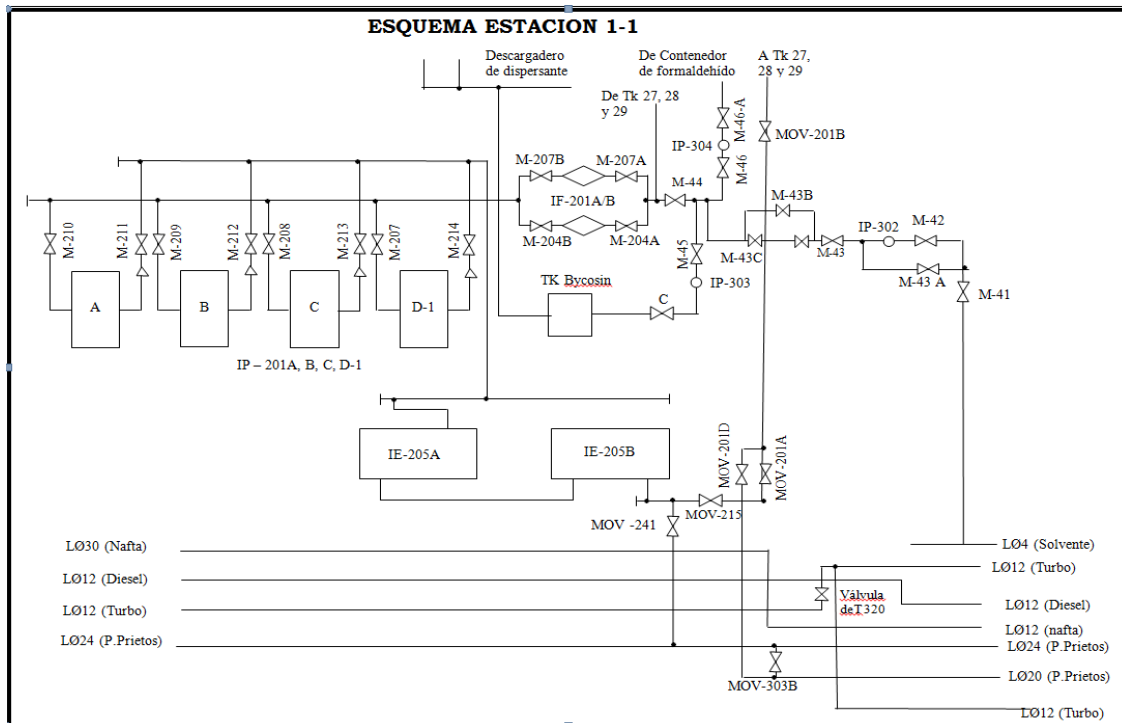


Tk: Tanques

M: Válvula manual

MOV: Válvula
electroactuada

Anexo 3. Esquema de la Estación 1-1 de bombeo a buques tanques



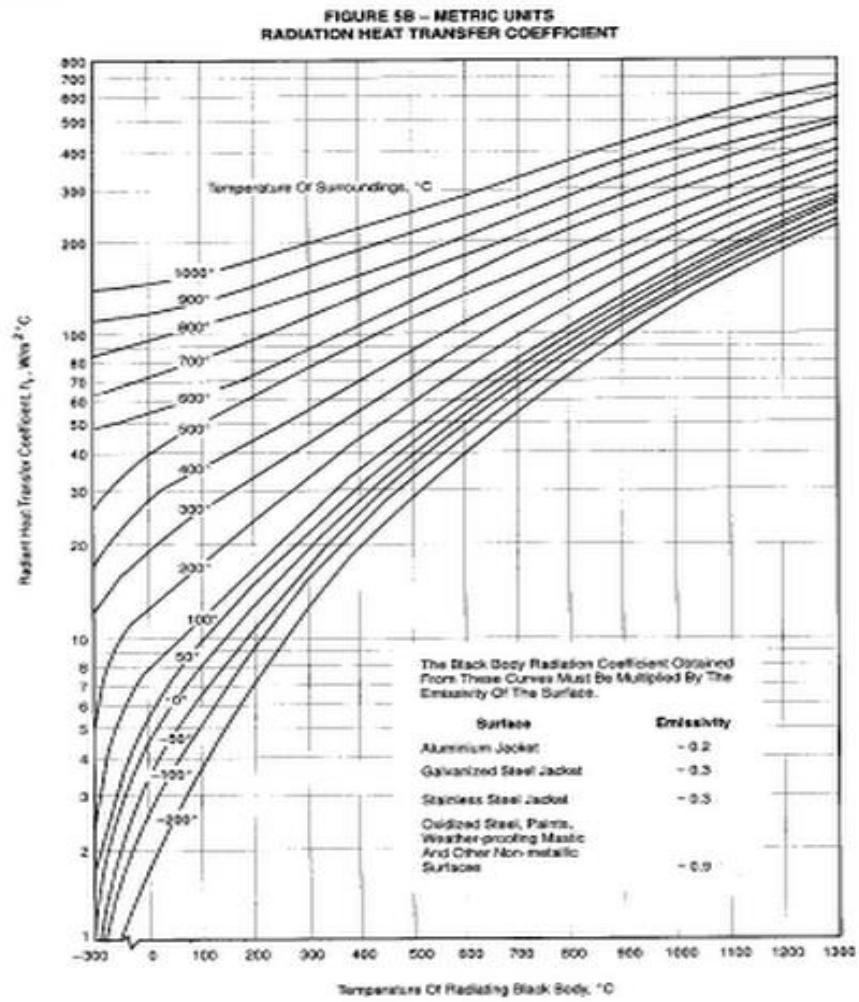
Anexo 4. Tanque 29 para el almacenamiento de petróleo crudo



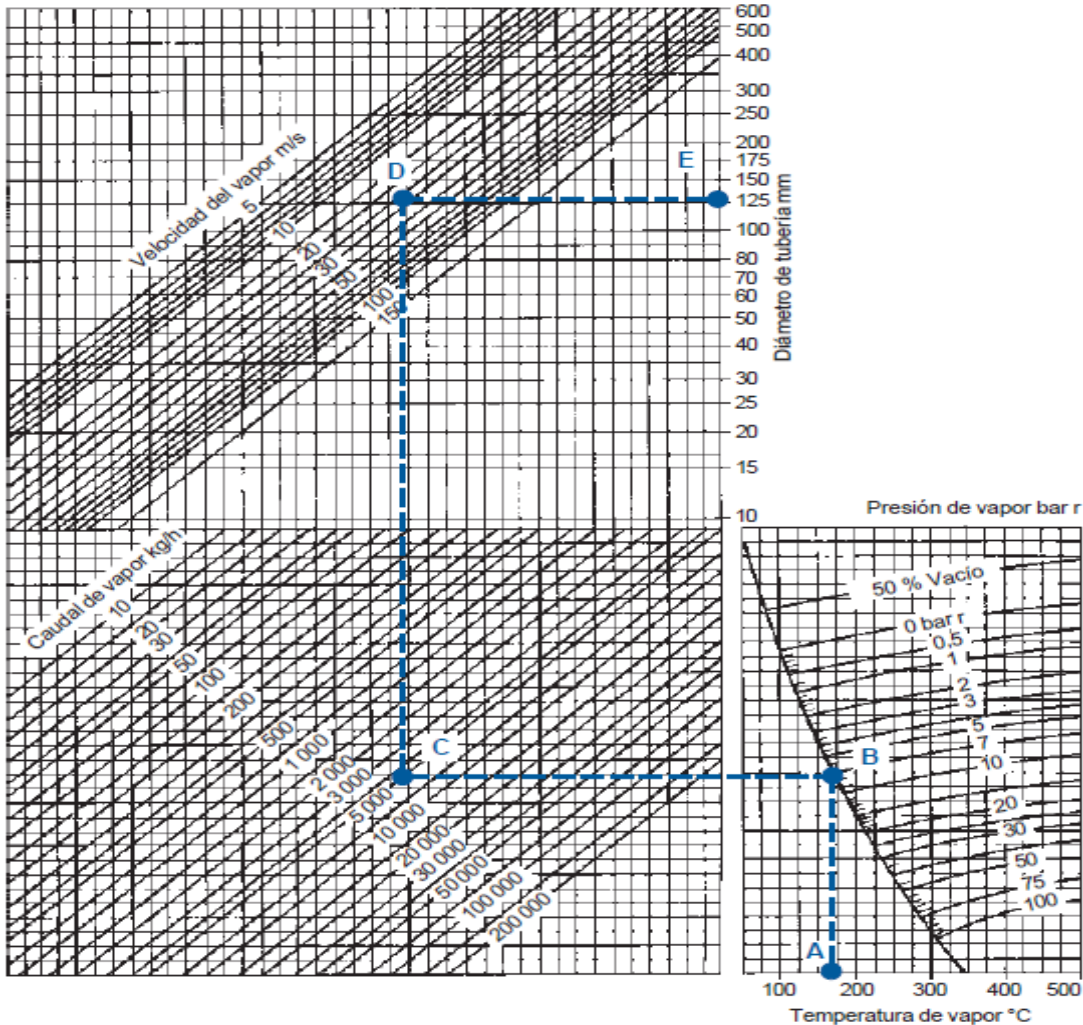
Anexo 5. IE-118 Intercambiador de calor para calentar del crudo proveniente del Oleoducto Centro



Anexo 6. Gráfico para determinar el coeficiente de transferencia de calor por radiación (h_r)



Anexo 7. Gráfico para dimensionar tuberías que conducen vapor de escape
(Método de la velocidad)



Anexo 8. Capacidades de tuberías para vapor saturado a velocidades específicas

Presión bar	Velocidad		kg/h										
	m/s		15mm	20mm	25mm	32mm	40mm	50mm	65mm	80mm	100mm	125mm	150mm
0,4	15	7	14	24	37	52	99	145	213	394	648	917	
	25	10	25	40	62	92	162	265	384	675	972	1 457	
	40	17	35	64	102	142	265	403	576	1 037	1 670	2 303	
0,7	15	7	16	25	40	59	109	166	250	431	680	1 006	
	25	12	25	45	72	100	182	287	430	716	1 145	1 575	
	40	18	37	68	106	167	298	428	630	1 108	1 712	2 417	
1,0	15	8	17	29	43	65	112	182	260	470	694	1 020	
	25	12	26	48	72	100	193	300	445	730	1 160	1 660	
	40	19	39	71	112	172	311	465	640	1 150	1 800	2 500	
2,0	15	12	25	45	70	100	182	280	410	715	1 125	1 580	
	25	19	43	70	112	162	295	428	656	1 215	1 755	2 520	
	40	30	64	115	178	275	475	745	1 010	1 895	2 925	4 175	
3,0	15	16	37	60	93	127	245	385	535	925	1 505	2 040	
	25	26	56	100	152	225	425	632	910	1 580	2 480	3 440	
	40	41	87	157	250	375	595	1 025	1 460	2 540	4 050	5 940	
4,0	15	19	42	70	108	156	281	432	635	1 166	1 685	2 460	
	25	30	63	115	180	270	450	742	1 080	1 980	2 925	4 225	
	40	49	116	197	295	456	796	1 247	1 825	3 120	4 940	7 050	
5,0	15	22	49	87	128	187	352	526	770	1 295	2 105	2 835	
	25	36	81	135	211	308	548	885	1 265	2 110	3 540	5 150	
	40	59	131	225	338	495	855	1 350	1 890	3 510	5 400	7 870	
6,0	15	26	59	105	153	225	425	632	925	1 555	2 525	3 400	
	25	43	97	162	253	370	658	1 065	1 520	2 530	4 250	6 175	
	40	71	157	270	405	595	1 025	1 620	2 270	4 210	6 475	9 445	
7,0	15	29	63	110	165	260	445	705	952	1 815	2 765	3 990	
	25	49	114	190	288	450	785	1 205	1 750	3 025	4 815	6 900	
	40	76	177	303	455	690	1 210	1 865	2 520	4 585	7 560	10 880	
8,0	15	32	70	126	190	285	475	800	1 125	1 990	3 025	4 540	
	25	54	122	205	320	465	810	1 260	1 870	3 240	5 220	7 120	
	40	84	192	327	510	730	1 370	2 065	3 120	5 135	8 395	12 470	
10,0	15	41	95	155	250	372	626	1 012	1 465	2 495	3 995	5 860	
	25	66	145	257	405	562	990	1 530	2 205	3 825	6 295	8 995	
	40	104	216	408	615	910	1 635	2 545	3 600	6 230	9 880	14 390	
14,0	15	50	121	205	310	465	810	1 270	1 870	3 220	5 215	7 390	
	25	85	195	331	520	740	1 375	2 080	3 120	5 200	8 500	12 560	
	40	126	305	555	825	1 210	2 195	3 425	4 735	8 510	13 050	18 630	

Anexo 9. Gráfico para dimensionar tuberías (Método de la caída de presión)

