Universidad de Matanzas

Sede Camilo Cienfuegos

Facultad de Ciencias Técnicas

Departamento de Química

Trabajo de Diploma

Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico.

Título: *Propuesta de procedimiento para la evaluación y mejora técnica-operacional de los equipos de la Estación 1-1 de la División Territorial de Combustible de Matanzas*

Autor: Drialys Martínez Morejón

Tutores: Dr.C. Lourdes Yamen González Sáez

Ing. Elina Pérez Moré

Matanzas, Cuba 2020

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

Yo, Drialys Martínez Morejón, por medio de la presente declaro que soy la única autora de este Trabajo de Diploma y, en calidad de tal, autorizo a la División Territorial de Combustible de Matanzas y a la Universidad de Matanzas para hacer uso del mismo con el fin que estime más conveniente.

_____

Drialys Martínez Morejón

NOTA DE ACEPTACIÓN

Presidente del tribunal	Firma
Miembro del tribunal	Firma
Miembro del tribunal	Firma

Pensamiento

"Poner la Ciencia en lengua diaria: he ahí un gran bien que pocos hacen"

José Martí

enero, 1884

Dedicatoria

A Dios

A mi madre que desde el cielo siempre me acompaña.

A mi padre

Agradecimientos.

Gracias a Dios.

Agradecera mi padre que siempre me ha apoyado para que salga adelante en los buenos y en los malos momentos, por darme la fuerza y la voluntad para nunca rendirme.

A mi novio por estar siempre pendiente de mí y ayudarme a recorrer este largo camino.

A mis tutoras Lourdes y Lili que hicieron posible la realización de este sueño.

En fin, a todos los que de una forma u otra siempre me apoyaron.

Resumen

En el presente Trabajo de Diploma se realiza una propuesta de procedimiento para la evaluación y mejora técnica-operacional de los equipos de la Estación 1-1, correspondiente a la Estación de Bombeo, de la División Territorial de Combustible de Matanzas (DTCM), proponiéndose modificaciones tecnológicas para solucionar los problemas de aumento del tiempo de estadía en el proceso de carga de Buques-Tanques de los muelles de la División, lo cual contribuirá a garantizar el abastecimiento eficiente de crudo nacional a las Centrales Termoeléctricas del país. Se detectan como principales problemas técnicos-operacionales el inadecuado funcionamiento de algunos equipos instalados (bombas e intercambiadores de calor), que repercute en que no se alcancen los parámetros operacionales adecuados en el proceso de trasiego del crudo. Se expone el procedimiento de evaluación, basado en preceptos teóricos-prácticos para el diseño de bombas y la adaptabilidad de intercambiadores de calor, que permiten ofrecer posibles soluciones a dichos problemas. Además se realiza una evaluación energética de los generadores de vapor para determinar si resultan suficientes para satisfacer la demanda de vapor en función de las modificaciones tecnológicas propuestas. Se presenta la metodología para la valoración de la factibilidad económica de la propuesta de solución, donde se define la metodología para calcular los indicadores VAN, TIR, PRI y %Ret, y se hace una valoración de la repercusión ambiental, social y económico de la misma.

Abstract

In this Diploma Work, a procedure proposal is made for the evaluation and technical-operational improvement of the equipment of Station 1-1, corresponding to the Pumping Station, of the Territorial Division of Fuel of Matanzas (TDFM), proposing technological modifications to solve the problems of increasing the length of stay in the loading process of Ships-Tanks of the docks of the Division, which will contribute to guarantee the efficient supply of national crude oil to the Thermoelectric Plants of the country. The main technical-operational problems are the inadequate functioning of some installed equipment (pumps and heat exchangers), which results in the adequate operational parameters not being reached in the crude oil transfer process. The evaluation procedure is exposed, based on theoretical-practical precepts for the design of pumps and the adaptability of heat exchangers, which allow us to offer possible solutions to these problems. In addition, an energy evaluation of the steam generators is carried out to determine if they are sufficient to satisfy the steam demand based on the proposed technological modifications. The methodology for evaluating the economic feasibility of the proposed solution is presented, where the methodology to calculate the NPV, IRR, IPP and % Ret indicators, and an assessment of the environmental, social and economic repercussions of the same is made.

Índice

INTRODUCCIÓN 1

CAPÍTULO I: ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO..... 4

1.1. Temas generales sobre el petróleo crudo 4

1.1.1. Origen y composición del petróleo crudo..... 4

1.1.2. Clasificacion del petróleo crudo 5

1.2. Transporte de petróleo crudo 6

1.2.1. Bombas más empleadas en el trasiego de petróleo crudo 8

1.3.Tratamientos para el transporte del petróleo crudo de alta viscosidad 10

1.3.1. Intercambiadores de calor 11

1.3.2. Intercambiadores de calor más empleados en la Industria del Petróleo..... 14

1.3.3. Funciones típicas de un Intercambiador de calor 16

1.3.4. Vapor como medio de calentamiento..... 16

1.3.5. Factores que afectan a los intercambiadores de calor..... 18

1.3.6. Análisis de apreciación de un Intercambiador de calor existente 19

1.4. Conclusiones parciales del capítulo 20

CAPÍTULO II: MATERIALES Y MÉTODOS 21

2.1. Descripción del área objeto de estudio 22

2.2. Situación actual e identificación del problema técnico-operacional..... 25

2.3.Procedimiento para la evaluación de los equipos de la Estación 1-1..... 26

2.3.1. Evaluación de las bombas de la Estación 1-1 para las condiciones de operación actuales..... 26

2.3.2.1. Propuesta de solución tecnológica del sistema de bombeo..... 30

2.3.2. Valoración técnica del Intercambiador de calor instalado 31

2.3.2.1. Propuesta de solución tecnológica del Intercambiador de calor 31

2.3.2.2.Evaluación de la adaptabilidad de un intercambiador de calor existente 32
2.4. Propuesta de mejoras tecnológicas en la Estación 1-1 43
2.5. Evaluación energética de las propuestas tecnológicas 43
2.6. Valoración económica de las modificaciones propuestas 45
2.6.1. Procedimiento para determinar la inversión. 45
2.6.2. Procedimiento para el cálculo de los indicadores de factibilidad económica de la inversión. 45
2.7. Repercusión social, económica y ambiental de la propuesta 47
CONCLUSIONES 49
RECOMENDACIONES 50
BIBLIOGRAFÍA 51
ANEXOS

INTRODUCCIÓN

La Industria Petrolera produce, transporta, refina y comercializa más de 3000 millones de toneladas de crudo al año procedente de todos los lugares del mundo.

Se estima que el mundo consume alrededor de 95 millones de barriles por día en muchas aplicaciones: industria, calefacción, transporte, generación de electricidad y producción de reactivos químicos que pueden usarse para fabricar polímeros, plásticos, productos farmacéuticos, detergentes, fertilizantes, lubricantes, ceras, neumáticos, alquitranes y asfaltos, además de muchos otros productos.

Para satisfacer esta gran demanda generada de crudo se hace necesario el uso de oleoductos y buques-tanques. Estos tubos kilométricos y esos barcos colosales transportan el crudo a refinerías y países alrededor del mundo.

Dicho transporte es una de las dificultades que presenta la industria petrolera debido a la alta viscosidad de los crudos pesados para las operaciones de extracción, manejo y transferencia, teniendo serias dificultades para el trasiego por las tuberías sin una eficiente reducción de la viscosidad. Para ello se aplican estrategias como la dilución con disolventes orgánicos o aceites más ligeros, el uso de mejoradores de flujo, reducción de arrastre mediante aditivos y el calentamiento. Una vez aplicada dichas técnicas, el transporte se hace más eficiente a través de los oleoductos o Buques-Tanques, siendo los medios más utilizados debido a que trasladan grandes cantidades de crudo a largas distancias, lo que hace posible satisfacer la alta demanda de crudo a nivel mundial.

En Cuba, para disminuir la viscosidad de los crudos pesados se emplean solamente métodos basados en el calentamiento y la dilución con líquidos reductores de viscosidad (nafta o diésel) que resulta económicamente no viable e influye en la necesidad de introducir métodos de menor costo.

Por lo general para aplicar el método basado en el calentamiento los intercambiadores de calor son uno de los equipos más usados en la industria. Su función básica es la transferencia de energía resultado del gradiente de temperatura,

desde el fluido caliente hacia el frío, los cuales permiten calentar y alcanzar las condiciones de salida de temperatura.

Como consecuencia de un mal trabajo de estos equipos se pueden incumplir con los parámetros de calidad requeridos en el proceso, lo que trae consigo afectaciones graves como que el crudo no alcance la temperatura requerida con la consecuente demora en las operaciones de carga y descarga de los Buques-Tanques en los puertos y el incremento de los gastos por sobreestadía.

Tal es el caso de la División Territorial de Combustible de Matanzas (DTCM), la cual cuenta con intercambiadores de calor de tubo y coraza ubicados en el área 1-1 trabajando en mal estado técnico lo que trae consigo la sobreestadía de los Buques-Tanques en el puerto.

La Estación 1-1, desde donde se bombea el crudo hacia los Buques-Tanques fue creada hace 20 años; y a partir de su puesta en marcha, aunque se le han realizado pequeñas reparaciones, no ha tenido un mantenimiento sistemático y eficiente, lo que ha traído como consecuencia el deterioro de los equipos tecnológicos que la componen con la consiguiente pérdida de eficiencia de la instalación.

En el 2019, comienzan a presentarse dificultades en el trasiego de la carga y por tanto el aumento de los costos por concepto de sobrestadías de los Buques-Tanques. Ante esta situación un grupo de expertos de la División, integrado por técnicos de las diferentes áreas y especialidades, realizaron un análisis de la problemática e identificaron las posibles causas de las dificultades presentadas.

A partir de este análisis se define la siguiente **Situación Problémica:**

El aumento de los costos y el tiempo de estadía del proceso de carga de Buques-Tanques en los muelles de la División Territorial de Combustible de Matanzas (DCTM)

Para dar solución a dicho problema se plantea la siguiente **Hipótesis.**

Si se define un procedimiento para la evaluación y mejora técnica-operacional de los equipos de la Estación 1-1, se podría reducir el tiempo de estadía y los costos del proceso de carga de Buques-Tanques, lo cual contribuye a garantizar el abastecimiento eficiente de crudo nacional a las Centrales Termoeléctricas del país.

Objetivo: Proponer un procedimiento para la evaluación y mejora técnica-operacional de los equipos de la Estación 1-1 de la División Territorial de Combustible de Matanzas.

Objetivos específicos:

- Identificar el problema técnico-operacional de la Estación1-1, o Estación de Bombeo, de la División Territorial de Combustible de Matanzas.
- Proponer el procedimiento para la evaluación y mejora técnica-operacional de los equipos de la Estación 1-1.
- Proponer alternativas de solución.
- Valorar la factibilidad económica de las alternativas propuestas.

CAPÍTULO I: ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO

En este capítulo se realiza un análisis sobre diversas temáticas que establecen las bases necesarias para el desarrollo del proyecto en cuestión. Se abordan temas generales sobre el petróleo, su composición, clasificación y origen, así como aspectos relacionados con el trasiego de crudo y los tratamientos que lo hacen posible, tanto por vía marítima como por oleoductos. Se enuncian aspectos relacionados con los equipos de bombeo y los intercambiadores de calor que se utilizan en el proceso de transporte.

1.1. Temas generales sobre el petróleo crudo

1.1.1. Origen y composición del petróleo crudo

El petróleo, etimológicamente del griego *ετέαιο* o del latin *petrae oleum* que significa "aceite de roca", es una mezcla natural, homogénea y extremadamente compleja de compuestos químicos denominados hidrocarburos. Es de origen fósil, fruto de la transformación de materia orgánica procedente de zooplancton y algas que, depositados en grandes cantidades en fondos anóxicos de mares o zonas lacustres del pasado geológico, fueron posteriormente enterrados bajo pesadas capas de sedimentos (Loayza, 2016). En general, la formación de pozos petroleros está relacionada con la acumulación de restos de vida terrestre y marina en lodos y materiales sedimentarios, que debido a la descomposición durante millones de años se transformaron en hidrocarburos gracias a la presión y elevadas temperaturas (García y Morato, 2018).

El petróleo crudo es un recurso natural no renovable que se caracteriza por ser una mezcla compleja de hidrocarburos. Su composición incluye desde gases disueltos en el petróleo hasta compuestos semisólidos no volátiles que ebullen por encima de los 100 ºF (Cortes, 2017). Dentro de esta mezcla compleja de hidrocarburos se encuentran las parafinas, naftenos y aromáticos, que posterior a la extracción deben ser procesados para convertirse en productos con valor agregado. La composición elemental del petróleo presenta alrededor del 84 al 87% de carbono, del 11 al 14% de hidrógeno, del 0 al 2% de azufre y alrededor del 0,2% de nitrógeno (Aburto, Rojas y Quintero, 2003; Barker *et.al.,* 2005).

Este contiene como principal característica valores de API bajos, en el contexto mundial valores menores a 23 °API. Esta alta densidad proporciona mucha dificultad para su extracción y manejo, puesto que son crudos altamente viscosos y su composición química es tan compleja que promueve el uso de métodos y tratamientos especiales en comparación al crudo convencional, en consecuencia, los costos y tiempos de producción y transporte aumentan significativamente (Peraltay col., 2017).

1.1.2. Clasificacion del petróleo crudo

La clasificación del petróleo crudo se basa en función de diferentes aspectos como el contenido de azufre, densidad y de acuerdo a su base.

Sobre la base de la clase de hidrocarburos que predominan en el petróleo se encuentran las siguientes clasificaciones:

-Petróleos de base parafínica: En su composición predominan los hidrocarburos saturados o parafínicos. Son de baja viscosidad, de colores claros y bajo peso específico (aproximadamente 0,85 kg/L). Producen abundante parafina y poco asfalto por destilación. Contienen mayores porcentajes de nafta y aceite lubricante.

-Petróleos de base nafténica: Se caracterizan por contener hidrocarburos etilénicos y dietilénicos, cíclicos o ciclánicos (llamados nafténicos), y bencénicos o aromáticos. Son muy viscosos, de coloración oscura y mayor peso específico (aproximadamente 0,95 kg/L).

-Petróleos de base asfáltica: Contienen además de carbono e hidrógeno, gran cantidad de azufre. En la destilación avanzada o más completa rinden una cantidad relativamente alta de alquitrán y asfalto. Son muy viscosos, de coloración oscura y mayor peso específico (aproximadamente 0,95 kg/L).

-Petróleos de base mixta: De composición de bases intermedias, están formados por toda clase de hidrocarburos, saturados y no saturados (etilénicos y acetilénicos) y cíclicos (ciclánicos o nafténicos y bencénicos o aromáticos) (Scott, Wiley y Sons, 2007).

En relación con el contenido de azufre, el petróleo crudo se clasifica en dulce, medio y agrio.

-Petróleo dulce: Presenta un contenido de azufre inferior al 0,5 %; como posee una menor cantidad de este elemento y su procesamiento para la producción de los diferentes tipos de combustibles usados en las actividades antropogénicas no es tan dificultoso y los costos son bajos, es un petróleo de alta calidad y por tanto su valor comercial es muy alto (Coker, 2018; Rodríguez y col., 2017).

-Petróleo Medio: Es aquel cuyo contenido de azufre varía entre 0,5 y 1%.

-Petróleo Agrio: Este tipo de crudo no es tan apetecido en el mercado ya que requiere de procesos más complicados y costosos para su refinación al presentar en su composición un contenido de azufre superior al 1%. Es usado mayormente en productos destilados (González, 2016; Cortes, 2017).

Atendiendo a la densidad el crudo puede tener distintas clasificaciones:

-Crudos livianos o ligeros: Son aquellos cuyas densidades oscilan entre 0,87 y 0,83 g/cm^3 y gravedades entre 31,1 y 39,0 ºAPI (mayores de 39 ºAPI se consideran superligeros). Estos crudos son más fáciles de procesarlos y se necesitan menos operaciones, por lo tanto, son más cotizados y los precios son mucho más altos (Algel y Boduszynski, 2000; Nava, 2016).

-Crudos medianos: Aquellos con densidades entre 0,92 y 0,87 g/cm^3 y gravedades entre 22,3 y 31,1 ºAPI (Algel y Boduszynski, 2000).

-Crudos pesados: Los valores de densidades oscilan entre 1,0 y 0,92 g/cm^3 y gravedades entre 10,0 y 22,3 ºAPI. Estos a su vez no son muy apetecidos en el mercado y tienen precios bajos (Speight, 2015; Algel y Boduszynski, 2000).

-Crudos extrapesados: Aquellos también llamados bitumen, con densidades mayores de 1,0 g/cm^3, y gravedades menores de 10,0 ºAPI (Algel y Boduszynski, 2000).

1.2. Transporte de petróleo crudo

El transporte en la industria petrolera juega un papel importante debido a que los yacimientos se encuentran a largas distancias de los centros de consumo. El suministro diario de crudos y otros hidrocarburos requeridos por las refinerías y otros consumidores se transporta en Buques-Tanques, oleoductos y/o gasoductos.

El oleoducto es el medio por excelencia para el transporte de combustible en tierra, constituyendo la vía más rápida y económica de trasegar cantidades considerables de crudo y derivados a grandes distancias (Gilberty col.,2014).

A pesar de ser los sistemas más eficientes y económicos para el transporte de petróleo crudo y sus derivados, el trasiego de combustible de crudo pesado y extra pesado se torna engorroso debido a su poca movilidad como consecuencia de su elevada viscosidad (Martínez y col.,2016).

Desde el punto de vista operacional, las tuberías utilizadas para el transporte de hidrocarburos se clasifican según su importancia en:

- **Oleoductos troncales o primarios:** Transportan el crudo desde los patios de tanques hasta los centros de almacenamiento de las refinerías y/o terminales de embarque.
- **Oleoductos secundarios:** Aquellos que transportan el crudo desde las estaciones recolectoras en los campos petroleros hasta los patios de tanques.

Además del transporte por oleoducto, los petroleros son el único medio de transportar grandes cantidades de crudo.

El transporte naviero es vital para la economía y mueve cerca del 80% de las mercancías en el ámbito global, casi dos tercios del comercio mundial se facturaron por este medio. Anualmente 5434 toneladas de mercancías son transportadas a bordo de buques mercantes, siendo las principales cargas a granel, el combustible, las materias primas para la industria y los comestibles (Cañón, 2009).

Los Buques-Tanques, barcos donde el petróleo es transportado, son el medio de transporte más utilizado para el comercio mundial del petróleo. Estos se construyen generalmente para este fin y son, en realidad, verdaderos tanques flotantes. La capacidad de estas naves varía según el tamaño de las mismas y de acuerdo con el servicio y las rutas que cubran. Algunas pueden transportar cientos de miles de barriles e incluso millones.

Desde el punto de vista de los productos que deben transportar, se pueden dividir estos buques en dos tipos principales: los buques petroleros cruderos y los livianeros.

Buques petroleros cruderos: Transportan petróleo crudo desde la terminal marítima del yacimiento (prácticamente su lugar de origen) hasta la propia refinería o, por razones logísticas, hasta la cabecera de un oleoducto. También pueden transportar derivados pesados como por ejemplo el *fuel Oil*, ya que existe la posibilidad de calentarlos.

Buques petroleros livianеros: Transportan básicamente productos refinados tales como naftas, gasolina, kerosenes, etc. El transporte de estos productos puede ser realizado en forma simultánea y debidamente segregados. Los buques más modernos disponen de bodegas protegidas (*coating*) que preservan aún más la calidad de la carga transportada (Vera, 2013).

1.2.1. Bombas más empleadas en el trasiego de petróleo crudo

Para transportar un fluido a través de un sistema de tuberías, se necesita un equipo el cual entregue al fluido energía mecánica, la cual incrementa la velocidad o la presión del fluido.

Desde el punto de vista de la mecánica de fluidos, los fenómenos que tienen lugar en estos aparatos pueden clasificarse atendiendo a que el flujo sea compresible o no compresible. En bombas la densidad del fluido no varía apreciablemente y en su tratamiento resulta adecuada la teoría del flujo no compresible.

Las bombas son uno de los equipos más empleados para diversas aplicaciones en diferentes industrias. Entre las principales que se utilizan en una planta tenemos las siguientes: bomba centrífuga y bombas de desplazamiento positivo. Estas últimas se dividen en dos subclases: bombas alternativas, en la cual la cámara es un cilindro estacionario que contiene un émbolo y bombas rotatorias, mientras que en estas la cámara se mueve desde la entrada hasta la descarga y regresa nuevamente a la entrada (Carrasco, 2012; Vera, 2013).

En la industria petrolera a nivel mundial, las bombas más utilizadas en el trasiego de crudo son las bombas rotatorias de desplazamiento positivo, adecuadas para trabajar con fluidos altamente viscosos con un apreciable contenido de sólidos, debido a que la viscosidad creciente ayuda a la bomba al perderse menos líquido en el deslizamiento e incrementarse el flujo neto de avance, lo cual contrarresta las

pérdidas por fricción y la caída en la relación carga-capacidad de la bomba (Muñoz, 2011).

Entre los diversos tipos de bombas rotatorias de desplazamiento positivo las de mayor uso son las bombas de tornillo. Las mismas emplean un tornillo helicoidal excéntrico que se mueve dentro de una camisa y hace fluir el líquido entre el tornillo y la camisa. Como la bomba de tornillo desplaza el líquido, este no sufre movimientos bruscos, generando un impulso continuo de fluido por medio del desplazamiento permanente de sus cámaras estancadas en sentido axial de los tornillos impulsores y a la vez evitando los daños en los sistemas de tuberías.

Estas bombas pueden operar con flujos fijos a su descarga, aun cuando bombeen contra una red de presión variable, convirtiéndolas en excelentes equipos de bombeo a utilizar en redes de recolección de petróleo (Streeter, 2008).

Las bombas de tornillo son clasificadas de distintas formas, las cuales se ofrecen a continuación (Karassik, *et.al.*, 2001):

- **Bombas de un tornillo de cavidad progresiva:** Cuentan con un solo tornillo y son de simple flujo. Existen solamente en un número limitado de aplicaciones.
- **Bombas de doble tornillo, doble flujo:** Cuentan con dos tornillos vi helicoidales, sincronizados en su rotación por ruedas dentadas.
- **Bombas de triple tornillo, simple flujo:** Cuentan con un tornillo simple helicoidal conductor y dos tornillos conjugados, conducidos.
- **Bombas de triple tornillo, doble flujo:** Cuentan con un tornillo doble helicoidal conductor y dos tornillos conjugados, conducidos.

Según Streeter (2008), el funcionamiento eficaz se basa en el hecho de que la acción de giro obtenida con el diseño de filetes de rosca de los rotores es responsable de la estabilidad misma de operación de la bomba. La carga simétrica de presión alrededor del rotor motriz elimina la necesidad de cojinetes radiales porque no hay cargas radiales. El cojinete de bolas tipo cartucho en la bomba posiciona al rotor motriz para la operación apropiada de sellado. Las cargas axiales en los rotores creados por la presión de descarga son hidráulicamente equilibradas.

La autora considera que la dilución y el calentamiento del crudo, así como el adecuado funcionamiento de los equipos de bombeo,constituyen etapas esenciales en el proceso de transporte ya que hacen posible un mejor trasiego de combustible y un desarrollo eficiente del proceso. Con estas operaciones se evita las sobrepresiones en las líneas y se reduce el tiempo de carga de los Buques-Tanques evitando las sobreestadías.

1.3.Tratamientos para el transporte del petróleo crudo de alta viscosidad

La alta viscosidad de los crudos pesados genera complejidad para las operaciones de extracción, manejo y transporte, ya que se requiere mayor energía para transportarlos y esto conlleva a mayores exigencias por parte de los equipos y dispositivos que inciden en su desplazamiento, por lo que, el tiempo de uso normal de estos elementos se va reduciendo debido a los esfuerzos a los que son sometidos (Akbarzadeh *et.al.,*2007).

El petróleo pesado tiene serias dificultades para ser transportado por las tuberías sin una eficiente reducción de la viscosidad, es así, que algunos métodos han sido usados en orden de hacer fluir más fácilmente este crudo (Peralta y col.,2017).

En la actualidad se desarrollan diferentes estrategias para facilitar el transporte de los crudos pesados por sistemas de tuberías tales como: la dilución con disolventes orgánicos o aceites más ligeros, el uso de mejoradores de flujo, reducción de arrastre mediante aditivos y el calentamiento (Martínez, Acosta y Ramírez, 2016). Otra tecnología que permite mejorar la fluidez del petróleo crudo es la elaboración de una mezcla con fluidos de menor viscosidad y costo, como el agua. La dificultad de esta tecnología radica en que el agua y el petróleo son sustancias químicamente inmiscibles, por lo que la mezcla de ambas origina emulsión (Hart, 2014; Palou, 2011).

En las industrias petroleras de Cuba se aplican solamente dos de estos métodos para la reducción de la viscosidad del crudo: el calentamiento y la dilución.

-Calentamiento

El calentamiento se ha utilizado ampliamente para mover aceites pesados en varias partes del mundo, la aplicación de calor para mejorar el flujo de aceites viscosos se

basa en la reducción de la viscosidad al aumentar temperatura (Santos *et.al.,* 2014). Esta técnica no es tan eficiente ya que el crudo no se mantiene a una temperatura uniforme y durante un rearranque si el flujo se detiene, el crudo podría perder tanto calor que el requerimiento de potencia del equipo de bombeo es mayor. Esto implica que es necesario el calentamiento a temperaturas mayores a 50 ºC, asociado al requerimiento de espacio para instalar los generadores, calentadores o trazador de calor (Rojas, 2010).

-Dilución

Consiste en reducir la presión necesaria para transportar el crudo pesado por medio de la reducción de su viscosidad al ser mezclado con otro hidrocarburo menos viscoso (diluyente) tales como condensados, crudos livianos, gasolina natural o nafta. La relación entre la viscosidad resultante de dicha mezcla es exponencial, arrojando entonces que pequeños porcentajes de diluyente puede tener un efecto marcado sobre la viscosidad (Peralta y col., 2017).

1.3.1. Intercambiadores de calor

Un intercambiador de calor es un dispositivo que se utiliza para transferir energía térmica entre dos corrientes o más, entre una superficie sólida y un fluido o entre partículas sólidas y un fluido, a temperaturas diferentes, usualmente sin generación o aporte de calor externo. Los fluidos pueden ser componentes puros o mezclas (Kern, 1999).

Según Cabanzón (2018), debido a que los intercambiadores de calor se presentan en muchas formas, tamaños, materiales de manufactura y modelos, estos son categorizados con características comunes. Teniendo en cuenta esto, se han clasificado según la trayectoria de los fluidos, la forma en que el calor es transferido y las características de construcción.

De acuerdo a la trayectoria que tienen los fluidos que intervienen en el proceso los intercambiadores pueden clasificarse en: intercambiadores de flujo en paralelo, intercambiadores de flujo en contracorriente, intercambiadores de flujo cruzado de un solo paso o intercambiadores de flujo cruzado de pasos múltiples. Los más comunes son los dos primeros (Cabanzón, 2018):

Flujo en paralelo

En esta distribución los fluidos caliente y frío entran por el mismo extremo de la unidad, fluyen a través de ella en la misma dirección y salen por el otro extremo. La diferencia de temperatura es grande al principio, pero decae rápidamente al aumentar la distancia. Es importante señalar que, para tal intercambiador, la temperatura de salida del fluido frío nunca excede la del fluido caliente.

Flujo en contracorriente

Distribución en la que los fluidos entran por extremos opuestos de la unidad y fluyen en direcciones inversas. En contraste con el intercambiador de flujo paralelo, esta configuración hace que haya transferencia de calor entre las partes más calientes de los dos fluidos en un extremo, así como entre las partes más frías en el otro. El cambio en la diferencia de temperaturas a lo largo de la longitud del intercambiador es ostensiblemente menor que cuando el flujo es paralelo. La temperatura de salida del fluido frío puede exceder ahora la temperatura de salida del fluido caliente.

Flujo cruzado de un solo paso

Distribución en donde un fluido dentro de la unidad circula perpendicularmente a la trayectoria del otro.

Flujo cruzado de pasos múltiples

En esta distribución un fluido se desplaza transversalmente en forma alternativa con respecto a la otra corriente del fluido.

Según la forma en que el calor es transferido, los equipos de transferencia de calor se clasifican en tres categorías:

1. Regeneradores
2. Intercambiador de calor tipo cerrado
3. Intercambiador de calor tipo abierto

Regeneradores

En estos equipos las dos corrientes de fluidos utilizan la misma vía de forma alternada, cuando pasa el fluido caliente el cuerpo del intercambiador absorbe el calor que luego cederá cuando pase el fluido frío. Es decir, el mismo espacio es

ocupado alternativamente por los gases calientes y fríos entre los cuales se intercambia el calor. En general los regeneradores se emplean para recalentar el aire de las plantas de fuerza de vapor, de los hornos de hogar abierto, de los hornos de fundición o de los altos hornos y además en muchas otras aplicaciones que incluyen la producción de oxígeno y la separación de gases a muy bajas temperaturas.

Intercambiador de calor tipo cerrado

En este tipo de equipos, la transferencia de calor se realiza a través del cuerpo que separa las dos corrientes fluidas, este cuerpo puede ser un tubo, una placa o una pared que evita el contacto de los fluidos.

Intercambiadores de calor tipo abierto

Estos equipos realizan el intercambio de calor entre los fluidos permitiendo el contacto directo entre ellos.

En cuanto a las características de construcción los cuatro principales tipos que se presentan son los siguientes:

• Intercambiadores de calor tubulares.

• Intercambiadores de calor de placas.

• Intercambiadores de calor de casco y tubos.

• Intercambiadores de calor tipo tubo espiral.

-Intercambiadores de calor tubular

Este intercambiador es generalmente construido por tubos circulares, elípticos, rectangulares, redondos y planas. Existe una considerable flexibilidad en el diseño, porque la geometría puede variar fácilmente cambiando el tubo de diámetro, posición y longitud. Este intercambiador de calor es diseñado para presiones relativamente altas. Se utilizan principalmente líquido-líquido y líquidos con cambios de fase (condensación y evaporación), así como para gas-líquido y gas-gas, en las aplicaciones de transferencia de calor donde la temperatura y presión de funcionamiento son muy altas.

- Intercambiadores de calor de placas

Consisten en una estructura con placas metálicas generalmente corrugadas y montadas a presión, que forman el área necesaria para la transferencia de calor, con orificios de acuerdo a la disposición de flujo. Estos intercambiadores no pueden soportar altas presiones ni temperaturas.

- Intercambiador de calor tipo tubo espiral.

Este intercambiador consiste en una o más bobinas en forma de espiral colocadas dentro de un depósito. La tasa de transferencia de calor asociada con un tubo en espiral es mayor que la de un tubo recto. La desventaja de este intercambiador es la limpieza del mismo.

- Intercambiadores de calor de tubos y coraza

Los intercambiadores de calor de tipo carcasa y tubos son aquellos en los cuales ocurre transferencia de calor entre dos corrientes fluidas que no se mezclan o que no tienen contacto entre sí. Las corrientes de fluido que están involucradas en esa forma, están separadas entre sí por una pared de tubo, o por cualquier otra superficie, la cual forma el camino de transferencia del calor. Este intercambiador es construido para evitar fugas, por facilidad de limpieza, y para controlar más fácilmente la corrosión.

1.3.2. Intercambiadores de calor más empleados en la Industria del Petróleo

En la Industria petrolera a nivel mundial, así como en la Industria química en general, los intercambiadores de calor más utilizados son los de tubos y coraza. Esto se debe a las siguientes razones: son intercambiadores de calor diseñados “a la orden” para cualquier capacidad o condiciones de operación; desde vacío hasta ultra alta presión (alrededor de 100 MPa), desde temperaturas criogénicas hasta altas temperaturas (alrededor de 1100 ºC), cualquier diferencia de temperaturas y/o caída de presión entre los fluidos, limitados solo por el material de construcción. Pueden ser diseñados para condiciones especiales de operación como vibración, fluidos altamente incrustantes, fluidos extremadamente viscosos, erosión, corrosión, toxicidad, radioactividad, mezclas multicomponentes y otros. Son los

intercambiadores de calor más versátiles en cuanto a variedad de materiales de construcción y tamaño, desde muy pequeños (0,1 m^2) hasta gigantes (100 000 m^2) (Inclopera, 1999).

Sin embargo Holman (1999), señala que los intercambiadores de tubos y coraza no son intercambiadores compactos. La relación área – volumen va desde 50 hasta 100 m^2/m^3 (15 – 30 ft^2/ft^3). Así que, requieren un espacio considerable en planta, estructura de soporte y elevados costos de adquisición, instalación y montaje. Por tanto, la mayoría de ellos son mucho más caros comparados con el correspondiente intercambiador compacto. De ahí que, sean reemplazados hoy en día por estos siempre que las condiciones de operación lo permitan.

Tirenti (2017) plantea que las partes principales de un Intercambiador de Calor de tubos y coraza están conformadas de la siguiente manera:

- Coraza

Cuerpo cilíndrico construido de una o más piezas que puede ser un tubo sin costura o una chapa conformada que contendrá en su interior el haz tubular; a su vez, en su interior circula el fluido que baña el exterior de los tubos de dicho haz. Es uno de los elementos más importantes de un intercambiador de calor de carcasa y tubos, especialmente desde el punto de vista estructural.

- **Haz tubular**

Elemento conformado por los tubos de transferencia, situado en el interior de la carcasa y orientado paralelamente a ella. Consta también de bafles, cuya función además de soportar los tubos, es crear turbulencias y dirigir el fluido que circula por el exterior de los mismos.

-Placa tubular

El haz tubular remata sus extremos en chapas perforadas llamadas placas tubulares, que sirven por una parte como elementos divisores entre el flujo del lado carcasa y el flujo del lado tubos y por otra parte como elementos de sujeción de los tubos. Los tubos cruzan la placa tubular a través de sus perforaciones y sellan expansionados contra las mismas o mediante una soldadura perimetral en los extremos de los tubos, para unirlos a las placas tubulares permanentemente.

-Tubos de transferencia

Son tubos de longitud normalizada, cuyo diámetro nominal corresponde a su diámetro exterior y su espesor varía según el calibrador Birmingham, que en la práctica se conoce como BWG del tubo.

- Cabezal de distribución o estacionario

Elemento similar a la carcasa, cuya función es recibir el fluido que ha de circular por el interior de los tubos, distribuirlo y recolectarlo para enviarlo fuera de él.

-**Cabezal flotante**

Está constituido por un cabezal que se fija a la placa tubular flotante por medio de pernos y un anillo dividido, teniendo como función retornar el fluido que circula por el interior de los tubos hacia el cabezal de distribución. Su construcción es compleja, demanda muchas horas de mecanizado y controles de calidad estrictos. No obstante, lo anterior, debido al gran número de juntas en éste tipo de elemento suelen producirse fugas.

1.3.3. Funciones típicas de un Intercambiador de calor

Las funciones típicas de un intercambiador de calor en los procesos industriales son las siguientes (Covas, 2012):

1. Recuperación de calor: la corriente fría recupera parte del calor contenido en la corriente caliente. Es decir, calentamiento y enfriamiento de las corrientes involucradas, las cuales fluyen simultáneamente a ambos lados del área de transferencia de calor.

2. Evaporación: una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase líquida a vapor.

3. Condensación: una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase vapor a fase líquida.

1.3.4. 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 se genere para su uso en equipos de transferencia de calor se usará como vapor saturado (Isachenko, 1979).

Según Kern (1999), 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 bastante 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 coeficientes de transferencia de calor 1500 Btu/h.pie^2.ºF para la condensación del vapor sin considerar su localización. Así $h_i = h_0 = h_{io} = 1500$ Btuh.pie^2.ºF; donde h_i, h_o corresponden a los Coeficientes de transferencia de calor del fluido interior y exterior, y h_{io} es el valor de h_i cuando se refiere al diámetro exterior del tubo (Kern, 1999).

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/plg^2 particularmente si el

condensado regresa por gravedad a la caldera. En un sistema de regreso de condensado por gravedad, esto 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).

1.3.5. Factores que afectan a los intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor se utilizan en la industria para transferir energía térmica entre dos o más fluidos que se encuentran a diferentes temperaturas (Gerami y Darvishi, 2014; Iyengar, 2015).

En más del 90 % de ellos está presente el problema de las incrustaciones como consecuencia de que han estado en servicio por algún tiempo, depositando así residuos en la parte interior y exterior de las tuberías, añadiendo dos resistencias más. Las resistencias adicionales reducen el valor original del coeficiente global de transferencia de calor, y la cantidad requerida de calor ya no se transfiere por la superficie total (Abdalah, 2009).

El mecanismo de formación de las incrustaciones es un fenómeno dinámico y complejo, en el que influyen varios parámetros: velocidad del fluido, temperatura, características de la superficie, entre otros (Kakac & Liu, 2002; Mukherjee, 2004; Ardsomang, Hines & Upadhyaya, 2013).

Dichas incrustaciones provocan el incremento de la resistencia al intercambio térmico, con la subsiguiente pérdida de eficiencia. Aunque su análisis ha sido expuesto en estudios precedentes, los modelos matemáticos disponibles no identifican todas las formas y mecanismos de ensuciamiento (Sánchez y col., 2017).

Este proceso conlleva a gastos económicos debido al aumento de las caídas de presión, bloqueo de las tuberías, limitación de la capacidad productiva, paradas tecnológicas para limpieza de los intercambiadores de calor, mayores costos de operación y mantenimiento, entre otros factores (Mukherjee, 2004; Moghadassi *et.al.,*2011; Al-Hallaf, 2013; Gerami y Darvishi, 2014; Coletti, *et.al.,* 2015; Jaglarz & Taler 2015).

Entre los factores que aparecen como consecuencia de las incrustaciones se encuentra la caída de presión la cual, en un intercambiador de calor, es la pérdida

ocasionada por los efectos de la fricción cuando el fluido está en circulación. Este movimiento del fluido se produce a través de las bombas del proceso, las cuales deben desarrollar suficiente cabezal a la capacidad deseada para vencer todas las pérdidas de fricción que se puedan presentar.

Es costumbre permitir una caída de presión de 5 a 10 psi para un intercambiador o un sistema de intercambiadores que desempeñen el mismo servicio en un proceso, excepto donde el flujo es por gravedad (Abdalah, 2009).

1.3.6. Análisis de apreciación de un Intercambiador de calor existente

Cuando todas las ecuaciones pertinentes se usan para calcular la adaptabilidad de un intercambiador existente para ciertas condiciones del proceso, esta investigación se llama apreciación de un intercambiador.

Hay tres puntos de significación en la apreciación de la adaptabilidad de un intercambiador existente para un nuevo uso (Kern, 1999).

1. ¿Qué coeficiente limpio de transferencia de calor (U_c) puede lograrse como resultado del flujo de ambos fluidos y sus coeficientes de película individuales h_{io} y h_o?
2. Del balance de calor, del área de transferencia conocida (A), y de la diferencia media logarítmica de temperatura (LMTD) para las temperaturas del proceso, se obtiene un valor de diseño o coeficiente de diseño (U_D). U_C debe exceder a U_D suficientemente, de manera que el factor de obstrucción (R_d), que es una medida del exceso de superficie, permita la operación del intercambiador por un periodo de servicio razonable.
3. La caída de presión para las dos corrientes no debe exceder la permitida.

Cuando estas condiciones han sido alcanzadas, el intercambiador en existencia es apropiado para las condiciones de proceso para las que ha sido evaluado. Al iniciar los cálculos el primer punto es determinar si el fluido caliente o frío deberá pasar por la coraza. No existe una regla rápida para esto. Una corriente puede ser grande y la otra pequeña, el espaciado de los deflectores puede ser tal que en cierta vez el área de flujo del lado de la coraza sea grande. Cualquier selección puede corroborarse

intercambiando las dos corrientes y viendo qué arreglos da los mayores valores de U_C sin exceder la caída de presión permitida (Kern, 1999).

1.4. Conclusiones parciales del capítulo

- ✓ Los métodos más empleados en orden de hacer fluir más fácilmente el petróleo crudo debido a la alta viscosidad que posee, son la dilución y el calentamiento.
- ✓ Para el trasiego de petróleo crudo las bombas más recomendadas por la literatura son del tipo rotatorio de desplazamiento positivo (bombas de tornillo), mientras que, para el calentamiento del mismo, los intercambiadores de calor más recomendados son los de tubos y coraza.
- ✓ Para evaluar un Intercambiador de calor es necesario llevar a cabo un análisis de apreciación que permita determinar si es apropiado para las condiciones del proceso para el cual ha sido evaluado.

CAPÍTULO II: MATERIALES Y MÉTODOS

En este capítulo se realiza una descripción del área objeto de estudio para una mejor comprensión del procedimiento a desarrollar. Se enuncian los principales problemas en el área 1-1 o Estación de bombeo a Buques-Tanques de La División Territorial de Combustibles de Matanzas (DCTM), así como las propuestas de modificaciones tecnológicas para solucionar dichos problemas y garantizar la calidad requerida del producto. Se desarrollan además los procedimientos adecuados para la evaluación de las bombas, así como la determinación de la adaptabilidad de los intercambiadores de calor. Se propone el procedimiento de cálculo para realizar la valoración energética y la factibilidad económica de las modificaciones propuestas.

A continuación, se muestra la metodología a seguir en el presente capítulo a través del siguiente diagrama de bloque (figura 2.1).

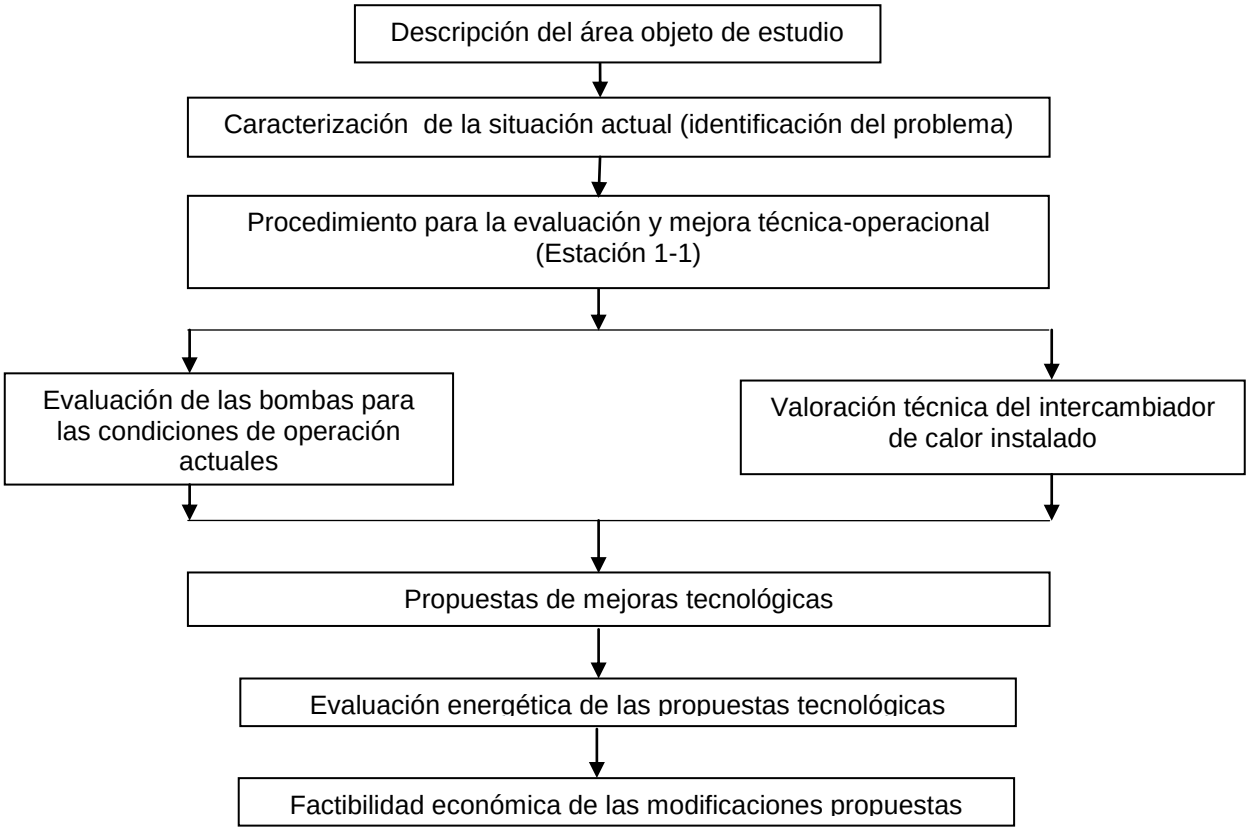

Figura 2.1. Descripción del procedimiento metodológico de la investigación.

Fuente: Elaboración propia

2.1. Descripción del área objeto de estudio

La División Territorial de Combustibles de Matanzas (DCTM) 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 oil*) a las Centrales Termoeléctricas (CTE), 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 oil*. Las entregas se realizan por Buques-Tanques y oleoductos en el caso del petróleo crudo nativo y el *fuel oil* y la nafta se trasiegan hacia la Terminal 320 (otra área de la DTCM) desde donde se cargan camiones y se entrega el *fuel oil* 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 1-1.

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

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

A continuación se describen cada una de estas áreas (Ruiz, 2019):

Área 1-1: Esta área está compuesta por tres tanques receptores de crudo (TK-27, TK-28 y TK-29) y la Estación de bombeo 1-1 a Buques-Tanque (anexo 1). 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 ºC. Los tanques receptores están provistos de serpentines de vapor para mantener la temperatura en 50 ºC, debido a que como no están aislados térmicamente existen pérdidas de calor por intercambio con el medio ambiente.

Actualmente los serpentines de los tanques receptores y los intercambiadores están fuera de servicio por estar averiados, lo que constituye un problema para mantener la temperatura del producto.

En esta área se elaboran las mezclas de PCNm (Petróleo Crudo Nativo Mejorado) con viscosidades de 650, 1100 y 1400 cSt a solicitud del cliente, para ser entregadas por buques a las diferentes Centrales Termoeléctricas (CTE) del país (Felton, Mariel, Santiago de Cuba, Nuevitas y Cienfuegos). Para la entrega del petróleo a buques el producto se hace pasar por la Estación 1-1, también conocida como Estación de bombeo. Esta Estación consta de dos filtros cestas situados antes de las bombas, con el objetivo de retener las impurezas que contenga el crudo. A la entrada de los filtros existe un punto de inyección de solvente donde se adiciona la cantidad de nafta necesaria para reducir la viscosidad del crudo al valor solicitado por el cliente. En este mismo punto se le añade un dispersante de asfaltenos (Bycosín), para evitar que estos precipiten y formen inquemados en las calderas. De los filtros (IF-201A, IF-201B), el crudo es bombeado hacia los intercambiadores de calor mediante tres bombas rotatorias conectadas en paralelo (IP-201B, IP-201C, IP-201D), las cuales trabajan con caudales de 660 m^3/h, pero funcionan una o dos según los requerimientos del proceso. Los dos intercambiadores de calor (IE-205A, IE-205B) instalados son del tipo tubo coraza con flujo a contracorriente, conectados en serie, cuya función es incrementar la temperatura del producto para lograr de esta forma una temperatura final a la salida de la Estación 1-1 de 60 $^{\circ}C$. A continuación del intercambiador existen líneas que conducen el crudo hacia los diferentes muelles donde atracan los barcos (PT1, PC2, PC3, Bayona y Frank País). Los requerimientos técnicos de las bombas e intercambiadores de calor aparecen reflejados en los anexos 5 y 6 respectivamente.

También en esta área se preparan mezclas de crudo PCNm de 450 cSt para el bombeo a la CTE Este Habana (Santa Cruz), de la misma forma que para la entrega a buques. En este caso, después del intercambiador, el sistema de flujo se alinea hacia los tanques de bombeo a la CTE situados en el área 4.

Otra operación que se realiza en esa área es la carga de vagones de ferrocarril, la cual se lleva a cabo alineando el sistema de la misma forma que para el resto de las

entregas, con la diferencia que después de los intercambiadores se pasa el producto hacia la línea que lo conduce hasta el cargadero de ferrocarril, situado en la terminal 320. Esta operación se controla por esta terminal para evitar derrames de crudo.

Área 2-1: Esta área es conocida también como Base de Suministro a las Centrales Termoeléctrica (CTE) y está compuesta por dos subáreas fundamentales: el ***área 2-1*** (área de Estación de cabecera de los oleoductos a las CTE "Santa Cruz" y "Antonio Guiteras") y ***área 2-2*** (área de tanques).

El ***área 2-1*** está compuesta por:

- dos bombas de 120 m^3/h de caudal, cada una para el oleoducto a CTE "Santa Cruz", con sus correspondientes filtros, intercambiadores y metro contador,
- dos bombas de 45 m^3/h de caudal de bombeo por el oleoducto a "Santa Cruz",
- dos bombas de tornillo de 90 m^3/h de caudal para el oleoducto a CTE "Antonio Guiteras" con sus correspondientes filtros, intercambiadores y metro contador,
- un tanque de Slop de 15 m^3 de capacidad con su bomba de achique,
- una bomba de inyecto de solvente de 30 m^3/h de caudal, conectada a los oleoductos con el objetivo de disminuir la viscosidad del producto que se bombea en caso de una parada prolongada de los oleoductos.

El producto destinado al bombeo a las CTE de Santa Cruz y Guiteras es preparado en cuatro tanques situados en el área 4, mediante la recepción de crudo por oleoducto o utilizando la bomba. El tanque es muestreado y certificado por el laboratorio y una vez aceptado por la CTE se pone en servicio, entregando el producto hasta la Estación 2-1. Allí pasa por el intercambiador de calor que eleva su temperatura hasta 85 ºC. Seguidamente pasa a través de un filtro cesta para retener cualquier partícula o impurezas que pueda dañar la bomba. El producto llega a la bomba que lo entrega directamente a la CTE correspondiente. El oleoducto Guiteras está diseñado para una presión de bombeo de 10 bar, y el oleoducto Santa Cruz para una presión de bombeo de 60 bar, pero por el mal estado técnico de este último trabaja a presión inferiores de 20 bar.

Las variables que se miden en el proceso son: temperatura, presión y caudal. Es necesario además conocer la viscosidad del producto. La temperatura y la presión se miden con termómetros y manómetros, y para el caudal se utiliza un flujómetro situado en la línea. Estos parámetros se registran en un modelo cada dos horas por parte del operador de la Sala de Control.

El ***área 2-2*** se compone de dos tanques (TK-30 y TK-38), de 10 000 m^3 de capacidad que almacenan *fuel oil*. Estos tanques están provistos de serpentines de vapor para mantener la temperatura del producto en 55 ºC. Además existen tres tanques para almacenar solvente (TK-39, TK-41 y TK-42), de 1000 m^3, 5000 m^3 y 5000 m^3 de capacidad respectivamente.

Área 3: esta área es el lugar destinado para la descarga de pailas (camiones cisternas) que transportan PCNm procedente de los pozos de Jaruco y Puerto Escondido. Consiste en un descargadero que está conectado, mediante una tubería soterrada, con los tanques TK-71 y TK-72, los cuales a su vez descargan a los tanques TK-27, TK-28 y TK-29 del área 1-1. La paila se parquea junto al descargadero y después de verificada su documentación se le pone el aterramiento y se procede a descargarla mediante mangueras que conectan el camión cisterna con la canal del descargadero. Durante el transcurso de la descarga se toman tres muestras (inicio, mitad y final de la carga) para analizar la calidad del producto.

Área 4: está compuesta por cuatro tanques (TK-33, TK-34, TK-35 y TK-36) de 10000 m^3 de capacidad destinados al suministro de crudo a las CTE, donde se almacena el crudo con la calidad requerida para cada CTE, los cuales están conectados a las bombas de la Estación 2-1. También se encuentra el tanque TK-37 que tiene una capacidad de 50 000 m^3, el cual tiene facilidades para la recepción del crudo procedente de los Oleoductos Centro y Occidente, así como para la entrega a Buques-Tanques. El tanque TK-37 está conectado al intercambiador IE-117, lo que permite calentar el producto durante la recepción y la entrega a Buques-Tanques. Tiene un serpentín de vapor que mantiene la temperatura del crudo a 50 $^{\circ}C$.

2.2. Situación actual e identificación del problema técnico-operacional

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 los mantenimientos no han sido 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. En el 2019, comienzan a presentarse dificultades en el tiempo de trasiego de la carga y por tanto el aumento de los costos por concepto de sobrestadías de los Buques-Tanques, debido al deterioro de los equipos existentes.

Ante esta situación un grupo de expertos de la División, integrado por técnicos de las diferentes áreas y especialidades, se dio a la tarea de diagnosticar y analizar la problemática, e identificaron las posibles causas de dichas dificultades.

Detectaron que problemas técnicos-operacionales en los equipos de bombeo y los intercambiadores de calor instalados, hacen que no se alcancen los parámetros operacionales adecuados de temperatura del crudo, y por consiguiente se vea afectado el proceso de trasiego, lo que ocasiona retraso en la carga de los Buques-Tanques y el aumento de los costos por sobrestadía.

2.3.Procedimiento para la evaluación de los equipos de la Estación 1-1

En esta etapa se define el procedimiento de cálculo para evaluar los equipos de bombeo e intercambiadores de calor instalados en la Estación 1-1 o Estación de bombeo de la DCTM, con el objetivo de identificar las causas de que no se alcancen los parámetros operacionales adecuados y proponer mejoras tecnológicas para solventar el problema detectado.

2.3.1. Evaluación de las bombas de la Estación 1-1 para las condiciones de operación actuales

Teniendo en cuenta lo especificado en el epígrafe 2.2 se decide evaluar las condiciones de técnicas y de operación de las bombas instalada en el sistema de flujo de la Estación 1-1, siguiendo el procedimiento que se describe a continuación.

Para definir si una bomba está en condiciones de manipular cierto flujo cumpliendo con los requisitos técnicos-operacionales requeridos existen cuatro criterios fundamentales que hacen posible este análisis:

- $H > H_b$
- $q_b > q_s$

- $NPSH_s > 0$
- $NPSH_b \leq NPSH_{sistema}$

Donde:

H: Carga de diseño de la bomba para el flujo de operación.

$NPSH_b$: Carga neta de succión positiva de la bomba.

Ambos parámetros se determinan a partir del gráfico de curvas características específico de la bomba (Catálogo).

q_b: Flujo máximo de diseño de la bomba. Se determina a partir de los datos brindados por el fabricante (Catálogo).

q_s, H_b y $NPSH_{sistema}$ representan los mismos parámetros, pero calculados para el sistema de flujo instalado.

- **Cálculo del $NPSH_{sistema}$:**

Para determinar el NPSH del sistema se emplea la siguiente expresión (Rosabal y Garcell, 2006):

$$NPSH_{sistema} = \frac{Ps - Pv}{\rho g} \qquad (2.1)$$

Donde:

Ps: Presión de entrada o de succión de la bomba, (Pa)

Pv: Presión de vapor del fluido a la temperatura de trabajo, (Pa)

ρ : Densidad del fluido a la temperatura de trabajo, (kg/m^3)

g : Aceleración de la gravedad, (m/s^2)

La presión de entrada o de succión de la bomba se determina a través de la ecuación de la energía mecánica, una vez analizado el sistema de flujo de fluido correspondiente (Rosabal y Garcell, 2006):

$$z_1 + \frac{\alpha_1 v_1^{\,2}}{2g} + \frac{P_1}{\rho g} + Hb = z_2 + \frac{\alpha_2 v_2^{\,2}}{2g} + \frac{P_2}{\rho g} + \sum hf_{1-2} \qquad (2.2)$$

Dicha ecuación se aplica entre dos puntos cualesquiera del sistema, siempre y cuando uno de ellos corresponda a la entrada o succión de la bomba.

Donde:

Hb: Carga de la bomba necesaria por el sistema, (m)

hf : Pérdidas de energía por fricción en el sistema, (m)

v_1 y v_2: Velocidad del fluido en los puntos de referencias 1 y 2, (m/s)

z_1 y z_2: Altura con respecto al nivel cero de la horizontal en los puntos de referencias 1 y 2, (m)

P_1 y P_2: Presión del fluido en los puntos de referencias 1 y 2, (Pa)

ρ_1y ρ_2: densidad del fluido en los puntos de referencias 1 y 2,(kg/m^3)

$\alpha_1 \; y \; \alpha_2$: Coeficientes de energía cinética en función del régimen de flujo (Re).

Para Re$\leq$ 2100: Régimen de flujo laminar, α=2, Re > 4000: Régimen de flujo turbulento, α=1

Cálculo del número adimensional de Reynolds (Re) (Rosabal y Garcell, 2006):

$$R_e = \frac{\rho.D.v}{\mu} \qquad (2.3)$$

Donde:

ρ: densidad del fluido en tuberías a la temperatura del fluido, (kg/m^3)

μ: viscosidad del fluido en tuberías a la temperatura del fluido, (Pa.s)

Se recomienda ubicar el punto 2 a la entrada de la bomba, donde coincide la P_2 con la presión de succión de la bomba (P_s), y siendo H_b=0, ya que en dicho tramo no se encuentra incluido el equipo de bombeo. La presión de succión puede despejarse aplicando el balance de energía mecánica (ec 2.2), siempre que el punto 1 de referencia se ubique en una coordenada donde se conozcan los datos de altura, velocidad y presión.

$$P_s = \rho g\left(z_1 - z_2 + \frac{\alpha_1 v_1^{\,2}}{2g} - \frac{\alpha_2 v_2^{\,2}}{2g} + \frac{P_1}{\rho g} + Hb - \sum hf_{1-2} \right) \qquad (2.4)$$

Conociendo el caudal de operación (q_s) y diámetro de la tubería (D), la velocidad del fluido en el punto 2 puede determinarse mediante la expresión siguiente (Rosabal y Garcell, 2006):

$$v_2 = \frac{4q_s}{\pi D^2} \qquad (2.5)$$

Las propiedades físicas del fluido (μ y ρ) pueden ser obtenidas de Perry (1999) a la temperatura de trabajo.

Las alturas con respecto al nivel cero de la horizontal (z_1 y z_2), así como la presión del fluido en los puntos de referencias (P_1 y P_2) pueden ser datos o valores conocidos del sistema.

- **Cálculo de la carga de la bomba para el sistema (H_b):**

El cálculo de la carga de la bomba se obtiene de despejar Hb del balance de energía mecánica (ec2.2). Dicha expresión se aplica entre dos puntos cualesquiera del sistema de flujo (entre los que esté incluida la bomba), para los cuales se conozcan los datos de altura, velocidad y presión. Se propone que el punto de referencia inicial sea en la superficie del crudo del tanque de almacenamiento (TK-27, TK-28 y TK-29) hasta el punto de referencia final, ubicado en la descarga del sistema que alimenta a los Buques.

- **Cálculo de las pérdidas por fricción (hf):**

Las pérdidas por fricción totales del sistema se determinan (Rosabal y Garcell, 2006):

$$\sum hf = hf_{tubería} + hf_{accesorios} + hf_{equipos} \qquad (2.6)$$

Las pérdidas por fricción en la tubería ($hf_{tubería}$) se calculan:

$$hf_{tubería} = f\,\frac{Lv^2}{2gD} \qquad (2.7)$$

Donde:

v: velocidad del fluido en la tubería, m/s (ec. 2.5)

L: Longitud de la tubería, (m).

g: valor de la aceleración de la gravedad, m/s^2

f: Factor de fricción

Para flujo laminar el factor de fricción se determina como:

$$f = \frac{64}{\mathrm{Re}} \qquad (2.8)$$

Para régimen turbulento, el factor de fricción puede determinarse mediante la Figura 3.9 de Rosabal y Garcell (2006) en función del régimen de flujo (Re) y de la rugosidad relativa (ε).

La rugosidad relativa depende de la rugosidad absoluta (e) y del diámetro interno de la tubería, y se determina mediante la expresión:

$$\varepsilon = \frac{e}{D} \tag{2.9}$$

La rugosidad absoluta (e) para diferentes materiales se puede encontrar en la Tabla 9 de Rosabal y Garcell (2006).

Las pérdidas por fricción locales o de forma en los accesorios se calculan:

$$hf_{accesorios} = \frac{\sum k_i v^2}{2g} \tag{2.10}$$

El valor del coeficiente de resistencia local (k_i) de los accesorios, para flujo turbulento y laminar puede ser determinado en la Tabla 3.1 y mediante la Figura 3.24 de Rosabal y Garcell (2006) respectivamente. A cada tipo de accesorio corresponde un valor de este coeficiente.

Las pérdidas de fricción en equipos se determinan en función de la caída de presión por la siguiente expresión (Rosabal y Garcell, 2006):

$$hf_{equipos} = \frac{\Delta P_{eq}}{\rho . g} \tag{2.11}$$

La caída de presión (ΔP_{eq}, Pa), de los equipos instalados en el sistema de flujo (filtros e intercambiadores de calor), se determina a partir de los datos brindados por el fabricante (Catálogo).

2.3.2.1. Propuesta de solución tecnológica del sistema de bombeo

Al evaluar las bombas instaladas en el sistema de flujo, se define si estas cumplen o no con los requisitos técnicos-operacionales requeridos. En caso de no cumplirse todos y cada uno de ellos (epígrafe 2.3.1) es necesario proponer la sustitución y selección, según catálogo del fabricante, del equipo de bombeo adecuado para el trasiego del crudo, el cual satisfaga los requerimientos técnicos del sistema de flujo (NPSH, q y Hb); o en su defecto, analizar las deficiencias que puedan presentar los

equipos restantes (filtros), y que repercutan en el mal funcionamiento de las bombas. Y como última opción, pudiera analizarse la posibilidad de variar las condiciones operacionales del fluido de manera tal que posibilite a las bombas en estudio, cumplir con los parámetros antes mencionados.

2.3.2. Valoración técnica del Intercambiador de calor instalado

Se conoce que los equipos de transferencia de calor instalado en la Estación 1-1 son intercambiadores 1-1 de flujo a contracorriente. Según el diagnóstico de los expertos el intercambiador IE-205B se encuentra trabajando adecuadamente, siendo el IE-205A el que se encuentra en mal estado técnico. Las deficiencias se deben a que presentan tubos sellados, lo que se traduce en la disminución del área de transferencia y que no se alcancen los parámetros de calidad (temperatura del crudo) a la salida del proceso. Además existen algunos tubos perforados lo que ocasiona que el crudo se mezcle con el condensado, razón por la cual este no se recupera hacia el generador de vapor y se drena a la zanja (anexo 7), impactando el medio ambiente, además de incrementar considerablemente el consumo de agua.

Por este motivo se propone la sustitución del Intercambiador instalado (IE-205A).

2.3.2.1. Propuesta de solución tecnológica del Intercambiador de calor

Teniendo en cuenta la propuesta de sustitución del intercambiador IE-205A de la Estación 1-1, se realiza una revisión de los intercambiadores similares disponibles en los almacenes de la DTCM para seleccionar aquellos que satisfagan las condiciones técnico-operacionales requeridas por el sistema (transferencia de calor y datos de diseño).

Según Kern (1999), estas condiciones a cumplir son las siguientes:

- El coeficiente total limpio de transferencia de calor (U_C) debe exceder al coeficiente total de diseño (U_D), 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. Para el petróleo crudo el R_d requerido es 0,005 $h.pie^2.ºF/Btu$, para fondos residuales de menos de 25 ºAPI (Kern, 1999).

- La caída de presión permitida para las dos corrientes no debe excederse.

2.3.2.2.Evaluación de la adaptabilidad de un intercambiador de calor existente

Para determinar la adaptabilidad de los intercambiadores disponibles para su uso bajo las condiciones actuales del proceso (apreciación), se emplea el procedimiento planteado por Kern (1999).

El empleo de ecuaciones empíricas hace necesario el uso de unidades del Sistema Inglés.

1. Condiciones de proceso requeridas

Las condiciones de proceso que se requieren son:

Para el fluido caliente (vapor): T_1, T_2 o λ_c (si es vapor),W, C, s, μ, k, R_d, ΔP

Para el fluido frío (crudo): t_1, t_2, w, c, s, μ, k, R_d, ΔP

Donde:

T_1, T_2: Temperaturas de entrada y salida del fluido caliente, (^oF)

t_1, t_2: Temperaturas de entrada y salida del fluido frío, (^oF)

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

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

C: Calor específico del fluido caliente, (Btu/lb.^oF)

c: Calor específico del fluido frío, (Btu/lb.^oF)

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.pie^2)(^oF/pie))

Rd: Factor de obstrucción, (h)(pie^2)(^oF)/Btu)

ΔP: Caída de presión, (lb/plg^2)

Temperaturas de entrada y salida de los fluidos, la caída de presión son especificadas por el fabricante (catálogo), las propiedades físicas y termodinámicas

de los fluidos pueden ser obtenidas de Perry (1999) y Kern (1999) a la temperatura promedio de trabajo.

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.

3. Balance de calor

El calor intercambiado en el equipo por ambos fluidos se determina asumiendo que no hay pérdidas de calor por estar aislados térmicamente los intercambiadores:

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

Donde:

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

Según Kern (1999), 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 del Kern (1999). Se considera el calor específico del crudo (c) igual a 0,47 Btu/lb^{o}F, según Ruiz (2019).

4. Determinación de la diferencia verdadera de temperatura

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

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

Donde:

Δt: Diferencia verdadera de temperatura entre las dos corrientes, (^{o}F)

LMTD: Media logarítmica de la diferencia de temperatura, (^{o}F)

F_T: Factor de diferencia de temperatura, (adimensional)

De acuerdo a lo planteado por Kern (1999), para flujos a contracorriente F_T es aproximadamente igual a la unidad, de ahí que:

$$\Delta t = LMTD \tag{2.14}$$

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

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

5. Cálculos para el lado de los tubos

Fluido caliente: Vapor saturado

Según Kern (1999), 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 Inclopera (1999), 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:

$$a_t = \frac{N_t . a_t{}'}{144n} \tag{2.16}$$

Donde:

a_t: Área de flujo, (pie^2)

$a_t{}'$: Área de flujo por tubo, (plg^2)

N_t: Número de tubos

n: Número de pasos en los tubos

El área de flujo por el tubo puede determinarse en la Tabla 10 de Kern (1999).

b) Cálculo de la velocidad másica

La velocidad másica del vapor queda expresada como:

$$G_t = \frac{W}{a_t} \tag{2.17}$$

Donde:

G_t: Velocidad másica del vapor en los tubos, (lb/(h.pie^2))

W: Flujo másico de vapor, (lb/h)

a_t: Área de flujo, (pie^2)

c) Determinación del diámetro interior de los tubos

El diámetro interior de los tubos (D), en pie, puede determinarse en la Tabla 10 de Kern (1999).

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 de la siguiente forma:

$$\mathrm{Re}_t = \frac{D.G_t}{\mu} \qquad (2.18)$$

Donde:

D: Diámetro interior del tubo, (pie)

G_t: Velocidad másica del vapor en los tubos, (lb/(h.pie^2))

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

T_a: Temperatura promedio del fluido caliente, (^{o}F)

La viscosidad del vapor a T_a puede ser determinada mediante la Figura 15 de Kern (1999).

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 $h_i = h_0 = h_{i0} =$

1500 Btu/(h.pie^2.^{o}F), para la condensación del vapor sin considerar su localización (Kern, 1999).

Donde:

h_i, h_o: coeficientes de transferencia de calor del fluido interior y exterior (Btu/(h.pie^2.^{o}F))

h_{io}: valor de h_i cuando se refiere al diámetro exterior del tubo (Btu/(h.pie.^{o}F))

f) Determinación de la temperatura de la pared del tubo

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

$$t_w = t_c + \frac{h_{io}}{h_{io}+h_o}(T_a - t_c) \qquad (2.19)$$

Donde:

t_w: Temperatura de la pared del tubo, (^{o}F)

t_c: Temperatura calórica del fluido frío (crudo), (^{o}F)

T_a: Temperatura promedio del fluido caliente (vapor), (^{o}F)

h_o: Coeficiente de transferencia de calor del fluido exterior (crudo), (Btu/(h.pie^2.^{o}F))

h_{io}: Coeficiente de transferencia de calor del fluido interior (vapor) referido al diámetro exterior del tubo, (Btu/(h.pie^2.^{o}F))

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:

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

Donde:

a_s: Área de flujo, (pie^2)

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)

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

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) queda expresada según la ecuación 2.17:

$$G_s = \frac{w}{a_s} \qquad (2.22)$$

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. Los diámetros equivalentes para los arreglos comunes se incluyen en la Figura 28 de Kern (1999), 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 (De) y la velocidad másica del crudo (Gs), el número de Reynolds para el lado de la coraza queda expresado según la ecuación 2.18.

$$Re_c = \frac{D.G_s}{\mu} \qquad (2.23)$$

Siendo μ la viscosidad del crudo a t_a (temperatura promedio del fluido frío), la cual puede determinarse mediante el empleo del *Software* “Viscosidad y Mezcla” (Riveiro, 2004).

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, (1999).

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 (h_o) queda expresada de la forma siguiente:

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

Donde:

h_o: Coeficiente de transferencia de calor del fluido exterior, (Btu/(h.pie^2.^{o}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)(pie^2)(^{o}F/pie))

c: Calor específico del crudo, (Btu/(lb.^{o}F))

La conductividad térmica del crudo se obtiene a partir de la Figura 1 de Kern (1999), en función de los grados API y la temperatura promedio.

La razón de viscosidad se expresa como:

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \qquad (2.25)$$

Donde:

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

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

t_w: Temperatura de la pared del tubo, (^{o}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:

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} . \phi_s \qquad (2.26)$$

7. Determinación del coeficiente total limpio de transferencia de calor

El coeficiente total limpio de transferencia de calor se calcula mediante la siguiente expresión:

$$U_C = \frac{h_{io}.h_o}{h_{io} + h_o} \qquad (2.27)$$

Donde:

U_C: Coeficiente total limpio de transferencia de calor, (Btu/(h.pie^2.^{o}F))

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:

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

Donde:

U_D: Coeficiente total de diseño de transferencia de calor, (Btu/(h.pie^2.^{o}F))

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

LMTD: Media logarítmica de la diferencia de temperatura, (^{o}F)

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

El área de transferencia de calor está dada por:

$$A = a''.L.N_t \qquad (2.29)$$

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 (1999).

9. Determinación del factor de obstrucción

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

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C . U_D} \qquad (2.30)$$

Donde:

R_d: Factor de obstrucción, ((h.pie^2.^{o}F)/Btu)

El factor de obstrucción requerido puede ser determinado en la Tabla 12 de Kern (1999).

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:

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta \mathrm{P_r} \qquad (2.31)$$

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)

$\Delta \mathrm{P_r}$: Caída de presión de retorno o pérdida de regreso, (lb/plg^2)

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

$$\Delta P_t = \frac{f . G_t^2 . L . n}{5{,}22.10^{10} . D . s . \emptyset_t} \qquad (2.32)$$

Donde:

f: Factor de fricción para el lado de los tubos, (pie^2/plg^2)

G_t: Velocidad másica del vapor en los tubos, (lb/(h.pie^2))

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)

Para el vapor, según Kern (1999), la caída de presión a través de un intercambiador debe calcularse tomando la mitad de la caída de presión calculada de la forma usual por la ecuación (ec. 2.32).

Las correlaciones graficadas para obtener el factor de fricción f para el lado de los tubos, aparecen en la Figura 26 de Kern (1999).

La razón de viscosidad en los tubos se expresa como:

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

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 puede calcularse:

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

Donde:

ρ_v: Densidad del vapor, (lb/pie^3)

La densidad del vapor se obtiene de la expresión:

$$\rho_v = \frac{1}{\upsilon} \qquad (2.35)$$

Donde:

υ: Volumen específico del vapor, (pie^3/lb)

El volumen específico del vapor puede obtenerse de la Tabla 7 del Kern (1999).

De acuerdo a lo planteado por Kern (1999), 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 viene dada por la ecuación:

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

Donde:

n: Número de pasos en los tubos.

s: Gravedad específica del vapor.

V: Velocidad, (pie/s)

g: Aceleración de la gravedad, (pie/s^2)

La cabeza velocidad $V^2/2g$ se encuentra graficada contra la velocidad másica en la Figura 27 de Kern (1999).

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/plg^2, particularmente si el condensado regresa por gravedad a la caldera.

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 (1999), 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 isotérmica para la caída de presión en la coraza, para fluidos que se calientan o enfrían, y que incluye las pérdidas de entrada y salida es:

$$\Delta P_s = \frac{f.G_s^2.D_s.(N+1)}{5{,}22.10^{10}.D_e.s.\emptyset_s} \qquad (2.37)$$

Donde:

f: Factor de fricción para el lado de la coraza, (pie^2/plg^2)

G_t: Velocidad másica del crudo en la coraza, (lb/(h.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 (1999), 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:

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

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 (1999).

La gravedad específica de los hidrocarburos se puede obtener en la Figura 6 de Kern (1999).

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

Si se cumplen las condiciones de significación en la apreciación de la adaptabilidad (epígrafe 2.3.2.1), el intercambiador de calor seleccionado es apropiado para las condiciones de proceso a las que ha sido evaluado.

2.4. Propuesta de mejoras tecnológicas en la Estación 1-1

Teniendo en cuenta el procedimiento propuesto las modificaciones tecnológicas se resumen en:

- Sustituir los equipos de bombeos en caso de no cumplirse los requerimientos técnicos y/o variar las condiciones operacionales en el sistema de flujo.
- Sustituir el intercambiador de calor IP-205A y evaluar la adaptabilidad de uno existente en la DTCM.

La validación de estas propuestas implica evaluar si los generadores de vapor existentes satisfacen las necesidades de vapor de dichas modificaciones.

2.5. Evaluación energética de las propuestas tecnológicas

Al ser imprescindible la utilización de cantidades bien definidas de vapor para la manipulación del crudo, resulta evidente la necesidad de realizar una evaluación

energética de los generadores de vapor instalados, con el objetivo de determinar si resultan suficientes para satisfacer la demanda de vapor de las modificaciones tecnológicas propuestas. Por tanto, se procede a calcular el consumo de vapor teórico de cada intercambiador de calor y compararlo con la capacidad de producción de generadores de vapor instalados, teniendo en consideración la simultaneidad de las operaciones.

Para el cálculo del consumo de vapor teórico de cada intercambiador de calor se realiza un balance de energía en dichos equipos, el cual queda expresado como:

$$Q_{ced} = Q_{abs} + Q_{perd} \quad (2.39)$$

Donde:

Q_{ced}: Calor cedido por el vapor, (kJ/h)

Q_{abs}: Calor absorbido por el petróleo crudo, (kJ/h)

Q_{perd}: Calor perdido, (kJ/h)

Considerando que no existen pérdidas de calor debido a que los intercambiadores se encuentran aislados térmicamente, y que todo el calor cedido por el vapor es absorbido por el petróleo crudo, el balance de energía resulta:

$$Q_{ced} = Q_{abs} \quad (2.40)$$

El calor cedido por el vapor se determina como:

$$Q_{ced} = W.\lambda_c \quad (2.41)$$

Donde:

W: Flujo de vapor, (kg/h).

λ_c: Calor latente de condensación del vapor, (kJ/kg).

El calor latente de condensación del vapor (λ_c) puede determinarse en la Tabla 7 de Kern (1999).

El calor absorbido por el petróleo crudo se determina como:

$$Q_{ads} = w.c.\Delta t \quad (2.41)$$

Donde:

w: Flujo de petróleo crudo, (kg/h)

c: Calor específico del petróleo crudo, (kJ/kg ºC)

Δt: Diferencia de temperatura del petróleo crudo, (ºC)

Se considera el calor específico del crudo igual a 0,47 kcal/kgºC (1,97 kJ/kgºC), según Ruiz (2019).

En caso que el resultado de la evaluación energética demuestre que con dos generadores de vapor no se satisfacen los requerimientos del sistema, se hace necesario la adquisición e instalación de un tercer equipo.

2.6. Valoración económica de las modificaciones propuestas

En caso de que se realicen las modificaciones tecnológicas propuestas se requiere realizar inversiones para la adquisición de los equipos y accesorios necesarios. Este análisis conlleva a la realización de una evaluación de factibilidad económica. Se recomienda utilizar como indicadores económicos para definir la factibilidad económica de la inversión propuesta el Valor Actual Neto (VAN), la Tasa Interna de Rentabilidad (TIR), el porcentaje de retorno (%Ret) y el Plazo de Recuperación de la Inversión (PRI) (Brizuela, 1987; Peters, 1991; Turton, 1998; León *et.al.*, 2010).

2.6.1. Procedimiento para determinar la inversión.

Para la estimación de la inversión se emplea el *Software* “CAPCOST”, el cual se basa en el Método del Costo del Módulo Simple. Este permite calcular el valor de la inversión de un equipo, expresados sus resultados hasta el año 2004, por lo cual dicha inversión debe ser actualizada.

2.6.2. Procedimiento para el cálculo de los indicadores de factibilidad económica de la inversión.

Valor Actual Neto

El movimiento de fondos o flujo de caja, es la diferencia entre los cobros y pagos que se producen como resultado de la inversión. Este movimiento de fondos se hace para cada año del horizonte.

Movimiento de fondos = Cobros - Pagos (2.42)

El VAN, se determina como la suma del movimiento de fondo actualizado, para un interés dado (i) en el tiempo que enmarca el horizonte (n) y su valor debe ser positivo y en el orden de la inversión. Según este criterio, son aceptadas aquellas inversiones que tengan un VAN positivo, siendo más interesante cuanto mayor sea.

$$VAN = S_0 + \frac{S_1}{(1+i)^1} + \frac{S_2}{(1+i)^2} .... + \frac{S_n}{(1+i)^n} \qquad (2.43)$$

Donde:

VAN: Valor actual neto ($)

S: Movimiento de fondos ($)

n: Número del año en el horizonte

i: Interés vigente para la División (DTCM)

El movimiento de fondos acumulado es la suma de los movimientos de fondo para cada año hasta el año analizado, donde el cambio de signo indica que se recuperó la inversión.

Tasa Interna de Retorno (TIR)

La TIR, se determina calculando el VAN para diferentes tasas de interés, donde si TIR>*i*, conviene la realización del proyecto de inversión. Se define como aquella tasa de descuento que iguala el valor presente de los flujos netos de efectivo esperados de un proyecto con el desembolso inicial. Se acostumbra a definir la TIR, como aquella tasa de descuento que iguala a cero el VAN.

$$TIR = i_1 - \frac{VAN(P)(i_1 - i_2)}{VAN(P) - VAN(N)} \qquad (2.44)$$

Donde:

TIR: Tasa interna de retorno (%)

VAN (P): Valor actual neto positivo ($)

VAN (N): Valor actual neto negativo ($)

i_1: Tasa de descuento o interés a la que se obtiene el VAN positivo.

i_2: Tasa de descuento o interés a la que se obtiene el VAN negativo.

Plazo de Recuperación de la Inversión

El plazo de recuperación de la inversión, es el tiempo (años) que la planta tarda en recuperar la inversión. El PRI es aquel en donde el movimiento de fondo se hace positivo, lo que quiere decir que ya se pagó la inversión realizada. Mientras más breve sea este intervalo de tiempo mejor será el proyecto.

$$PRI = \frac{I}{G} \tag{2.45}$$

Donde:

PRI: Plazo de Recuperación de la Inversión (año)

I: Inversión ($)

G: Ganancia (no incluye la amortización), ($/a)

$$G = VP - CP \tag{2.46}$$

VP: valor de la producción, ($/a)

CP: costos de producción, ($/a)

Porcentaje de retorno de la inversión (%Ret)

El retorno de la inversión o rentabilidad porcentual, se refiere a la relación que existe entre la ganancia y la inversión, este refleja el ritmo con que se recupera la inversión a través de la ganancia.

$$\%\ \text{Ret} = \frac{G(conModificación) - G(\text{sin } Modificación)}{I} * 100\% \tag{2.47}$$

2.7. Repercusión social, económica y ambiental de la propuesta

Se reconoce que para evaluar cualquier propuesta de acción o proyecto es necesario validar la factibilidad de los componentes técnicos, económicos, sociales y ambientales, así como su interacción dinámica, de manera que se garantice una dimensión holística de la investigación.

La figura 2.2 refleja los beneficios ambientales, económicos y sociales de la propuesta. Los beneficios técnicos fueron abordados a lo largo de la investigación, los cuales se ven reflejados en una mejora tecnológica en la Estación 1-1 y por

consiguiente en el tiempo de trasiego y carga del crudo hacia los Buques-Tanques en los muelles de la División.

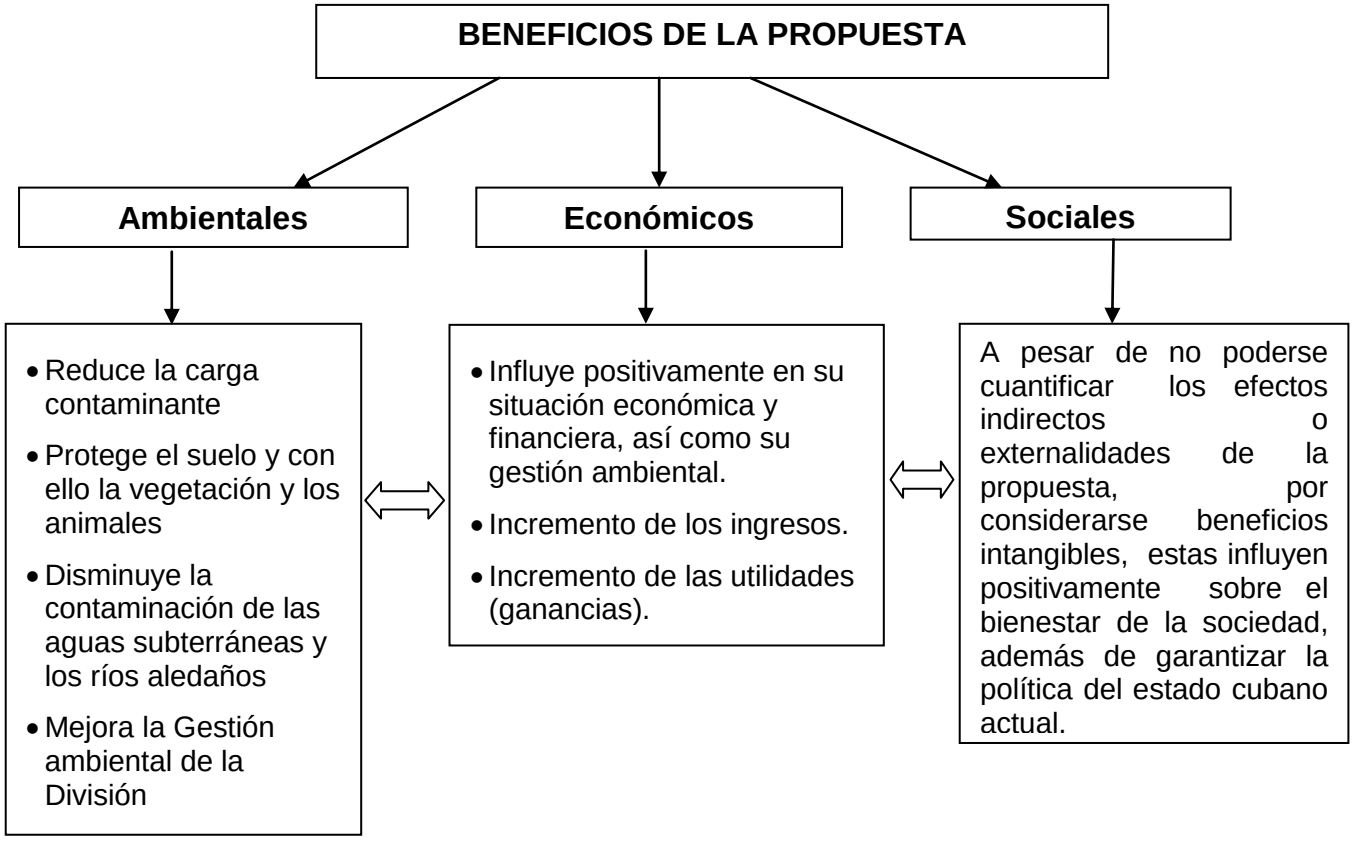

Figura 2.2. Beneficios de la propuesta tecnológica en la Estación 1-1.

Fuente: Elaboración propia

CONCLUSIONES

- El procedimiento propuesto facilita evaluar técnica-operacionalmente los equipos de la Estación 1-1, así como proponer mejoras tecnológicas que permitirán reducir el tiempo de estadía y los costos del proceso de carga de Buques-Tanques de la División Territorial de Combustible de Matanzas, por lo que queda validada la Hipótesis.

- El procedimiento propuesto para la evaluación de las bombas y de los intercambiadores de calor instalados en la Estación 1-1 permite proponer alternativas de solución a las deficiencias detectadas.

- La evaluación energética de la propuesta de solución, posibilita evaluar si los dos generadores de vapor instalados en el proceso satisfacen la demanda de vapor requerida por los equipos.

- El estudio de los indicadores de factibilidad económica permitirá valorar si la Inversión de la alternativa técnica que se propone es viable.

RECOMENDACIONES

- Evaluar los filtros instalados y la eficiencia de los generadores de vapor con el objetivo de completar el procedimiento propuesto y dar solución a todos los posibles problemas técnicos-operacionales existente en la Estación 1-1.

- Presentar a la Dirección de la DTCM el procedimiento propuesto para su implementación, y que se apruebe la inversión de la mejora tecnológica.

BIBLIOGRAFÍA

- Abdalah, M. (2009). Programa para el diseño y evaluación de intercambiadores de calor de doble tubo, tubo y coraza y flujo cruzado. (Trabajo especial de grado para optar al Título de Magister Scientiarum en Ingeniería Química). Universidad Central de Venezuela, Caracas.
- Aburto, J., Rojas, G. y Quintero, R. (2003). La biotecnología actual y su impacto en la industria de la refinación del petróleo. *Biotecnología Aplicada*, *20*(1), 57–65.
- Akbarzadeh, K., Hammami, A., Kharrat, A., Zhang, D., Allewnson, S., Creek, J. y Solbakken, T. (2007). Asphaltene: Problematic but rich in potential. *Oil Field Review19*(2), 24-47.
- Algel, K y Boduszynski, M. (2000). *Composition and Analyses of Heavy Petroleum Fractions.* [online]. Marcel Dekker. New York. 263. Disponible en: http://www.scielo.org.co. [Consultado 10/1/2020]
- Al-Hallaf, A. (2013). Theoretical study on heat transfer in the presence of fouling. *Iraqui Journal of Chemical and Petroleum Engineering*, *14*(1): 47-53.
- Ardsomang, T., Hines, W. y Upadhyaya, R. (2013). *Heat exchanger fouling and estimation of remaining useful life.* Proceedings of the Annual Conference of Prognostics and Health Management Society. Knoxville, Estados Unidos, 1-9.
- Barker, C., Robbins, W., Hsu, C. y Drew, L. (2005). [online]. *Petroleum,* 42. Disponible en: https://doi.org/10.1002/0471238961.1518090702011811.a01.pub2 [Consultado 15/12/2019]
- Brizuela, E. 1989. Aspectos fundamentales del Diseño de Plantas Industriales. p 101-111.
- Cabanzón, J. (2018). *Diseño y cálculo de un intercambiador de calor.* (Trabajo Fin de Grado en opción al título de Graduado en Ingeniería en Tecnologías Industriales). Universidad de Cantabria, Cantabria.

- Cañón, M. (2009). *¿Qué es el agua de lastre? Dossier para el control y la gestión del agua de lastre y sedimentos de los buques en Colombia.* Dirección General Marítima –Centro de Investigaciones Oceanográficas del Caribe. Ed. Dimar, Serie Publicaciones Especiales Cioh. 3, 23. Cartagena de Indias, Colombia.
- Carrasco, A. (2012). *Simulación del proceso de facilidades de producción de petróleo del Campo Villano, bloque 10.* (Trabajo de graduación, para la obtención del título de Ingeniero Químico). Universidad Central del Ecuador. Quito. Consultado el 6 de febrero 2020.
- Coker, K. (2018). Characterization of Petroleum and Petroleum Fractions. *In Petroleum Refining Design and Applications,1*, 31–62. [online]. Retrieved from https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/9781119257110.ch3 [Consultado 18/2/2020]
- Coletti, F., Díaz, E., Martínez, J. y Macchietto, S. (2015). Heat exchanger design with high shear stress: reducing fouling or throughput. *International Conference on Heat Exchanger Fouling and Cleaning*. Enfield, Irlanda, 27-33.
- Cortes, C. (2017*). Técnicas para mejorar el transporte de crudos pesados por oleoductos*. (Trabajo final en obtención al título de Ingeniero en Geología y Petróleos). Escuela Politécnica Nacional. Quito.
- Covas, A. (2012). *Propuesta de mejora de la red de intercambio de calor de la planta de Reformación Catalítica de la Refinería de Petróleo "Camilo Cienfuegos".* (Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de Refinación de Petróleo). Universidad de Matanzas, Matanzas.
- García, E., & Morato, A. (2018). *Geología del Petróleo*. (UPSE, Ed.). Santa Elena.
- Gerami, A. y Darvishi, P. (2014). Modeling of the deposit formation on shell and tube heat exchanger of Hasheminejad Gas Refinery Plant. *Indian Journal of Scientific Research, 5*(1): 382-388.
- Gilbert, A., Laurencio, H., Retirado, Y., Chacón, Y y Utria, M. (2014). *Espesor óptimo económico de aislamiento térmico para tuberías de transporte de combustible con trazas de vapor*. V ENERMOA, ISMM, Moa, Cuba. 10 p.

- González, J. (2016). *Clasificación del petróleo según su contenido de azufre.*[online]. [online]. Retrieved from https://www.venelogia.com/archivos/9622 [Consultado 22/2/2020]
- Hart, A. (2014). A review of technologies tor transporting heavy crude oil and bitumen via pipelines. *J Petrol Explor Prod Technol*,*4*(1), 327-336.
- Holman, J. (1999). *Transferencia de calor*. Compañía Editorial Continental, S.A. de C.V. México. 620 p.
- Inclopera, F. (1999). *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. Cuarta edición. Prentice Hall. México. 802 p.
- Isachenko, V. (1979). *Transmisión de calor*. Tomo I. Editorial Pueblo y Educación. La Habana. Cuba. 650 p.
- Iyengar, S. (2015). Thermal analysis of shell and tube heat exchanger using artificial neural networks. *Ethiopian Journal of Science and Technology*, *8*(2): 207-120.
- Jaglarz, G. y Taler, D. (2015). Experimental study of fouling in plate heat exchangers in district heating systems. *Journal of Power Technologies*, *95*(5): 42-46.
- Kakac, S. y Liu, H. (2002). *Heat exchangers. Selection, rating and thermal design.*2da ed. Nueva York: CRC Press. 491 p.
- Karassik, I, et al. (2001). *Pump Handbook*. Tercera edición. Editorial McGraw-Hill. New York. 1789 p.
- Kern, D. (1999). *Procesos de Transferencia de Calor*. Compañía Editorial Continental, S.A. de C.V. México. p.981
- León, I. *et.al.* (2010). Fundamentos teóricos metodológicos para la evaluación económico- financiera de proyectos de inversión. *Avances*. vol.12, no.1. p. 5-15. ISSN: 1562-3297
- Loayza, P. (2016). *Tratamiento químico del petróleo crudo que se transporta a través del Oleoducto Norperuano*. (Para optar el Título Profesional de Ingeniero Químico). Universidad Nacional Mayor de San Marcos. Lima, Perú. Consultado el 29 de enero 2020.

- Martínez, E., Acosta, L. y Ramírez, D. (2016). Emulsificación de petróleo crudo para su trasporte por oleoductos. *Ingeniería, Investigación y Tecnología*, *XVII* (3), julio-septiembre: 396-403.
- Moghadassi, R., Hosseini, M., Parvizian, F., Mohamadiyon, F., Behzadi, A. y Saneirad, A. (2011). An expert model for the shell and tube heat exchangers analysis by Aritificial Neural Networks. *ARPN Journal of Engineering and Applied Sciences, 6* (9): 78-93.
- Mukherjee, R. (2004). *Practical thermal design of shell-and-tube heat exchangers*. Nueva York: Begell House Inc. 228 p.
- Muñoz, A. (2011). *Innovación tecnológica en sistemas de bombeo para fluidos de alta viscosidad*. (Tesis presentada en opción al Título de Master en Ciencias en Ingeniería Mecánica). Escuela Superior de Ingeniería Mecánica y Eléctrica. Unidad Zacatenco. México. [online]. Disponible en: http://redalyc.uaemex.mx. [Consultado 10/11/2019]
- Nava, M. (2016). *Tipos de petróleo crudo según grado API*. [online]. Retrieved from https://www.venelogia.com/archivos/9589/[Consultado 5/10/2019]
- Palou, M. Transportation of heavy and extra-heavy crude oil by pipeline: a review. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, *75* (1), 2011: 274-282.
- Pavlov, K. (1981). *Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en Tecnología Química.* Moscú. 608 p.
- Peralta, F., Blanco, D., Reina, F. y Mantilla, E. (2017). Transporte de crudo pesado por oleoducto usando el método de dilución: Un enfoque práctico para modelar la caída de presión y la precipitación de asfaltenos. Revista Fuentes: *El reventón energético*, *15* (2), 7-9. [en línea]. Disponible en: http://dx.doi.org/10.18273/revfue.v15n2-2017001. [Consultado 13/1/2020]
- Perry, R. (1999). Chemical Engineer's Handbook. Editorial McGraw-Hill. México. 916 p.
- Peters, M. *et.al.*(1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Fourth Edition. International Edition. Mc Graw Hill Book. Chemical Engineers Serie.

- Riveiro, C. (2004). Software Viscosidad y Mezcla. Unión CUPET. Cuba.
- Rodríguez, N., Ochoa, H., Barnés, J., Aguilar, E. y Beltrán, J. (2017). *Estudio de la Calidad de los Combustibles Fósiles y su Impacto en el Medio Ambiente*. Instituto Nacional de Ecología y Cambio Climático (INECC). Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos. Ciudad de México.
- Rojas, V. (2010). *Tratamiento de crudo proveniente de fosas de desecho haciendo uso de tecnologías aplicadas para el mejoramiento de crudos pesados.* (Trabajo especial de grado en opción al título de Ingeniero Químico). Escuela de Ingeniería Química, Caracas. [online]. Disponible en: http://saber.ucv.ve. [Consultado 21/1/2020]
- Rosabal, J. y Garcell, L. (2006). Hidrodinámica y separaciones mecánicas. Tomo I. Editorial Félix Varela. La Habana. Cuba. 295 p.
- Ruiz, C. (2019). Manual de Operaciones. Área Crudos y Suministro. División Territorial de Combustibles de Matanzas. Cuba.
- Sánchez, A., Góngora, E., Zalazar, C. y Álvarez, E. (2017). Análisis del intercambio de calor e incrustaciones en un sistema de enfriadores de ácido sulfhídrico. *Minería y Geología, 33* (3): 326-340.
- Santos, R., Loh, W., Bannwart, A. y Trevisan, O. (2014). An Overview of Heavy Oil Properties and its Recovery and Transportation Methods. *Brazilian Journal of Chemical Engineering, 31*(3). 582. dx.doi.org/10.1590/0104-6632.20140313s00001853.
- Scott, D., Wiley, J. y Sons, H. (2007). *Petroleum Technology*. New Jersey. p. 1242. [online]. Disponible en: http//: www.knovel.com. [Consultado 12/3/2020]
- Speight, G. (2015). *Petroleum and petroleum products. In Petroleum Product Analysis* (1–25). [online]. Retrieved from https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/9781118986370.ch1 [Consultado 15/5/2020].
- Streeter, V. (2008). *Mecánica de fluidos*. Novena edición. Editorial Félix Varela. La Habana. Cuba. 740 p.

- Tirenti, J. (2017). *Intercambiadores de calor de C & T, Parte II: Partes Principales, Carcasa y Cabezales, Conexiones, Conos.* 8-17. [online]. Disponible en: https://etcfunsafe.com/cursos/tema-cambiadores-de-calor-de-carcasa-y-tubos-ii/. [Consultado 27/2/2020]
- Turton, R. (1998). Analysis, Synthesis and Desicn of Chemical Processes. Ed Prentice. New Jersey.
- Vera, I. (2013). *Evaluación del sistema de tratamiento y trasiego de crudo en la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas. Propuestas de modificaciones tecnológicas.* (Trabajo de diploma en opción al título de Ingeniero Químico). Universidad de Matanzas, Matanzas.

ANEXOS

Anexo 1. Base de crudo (Área 1-1)

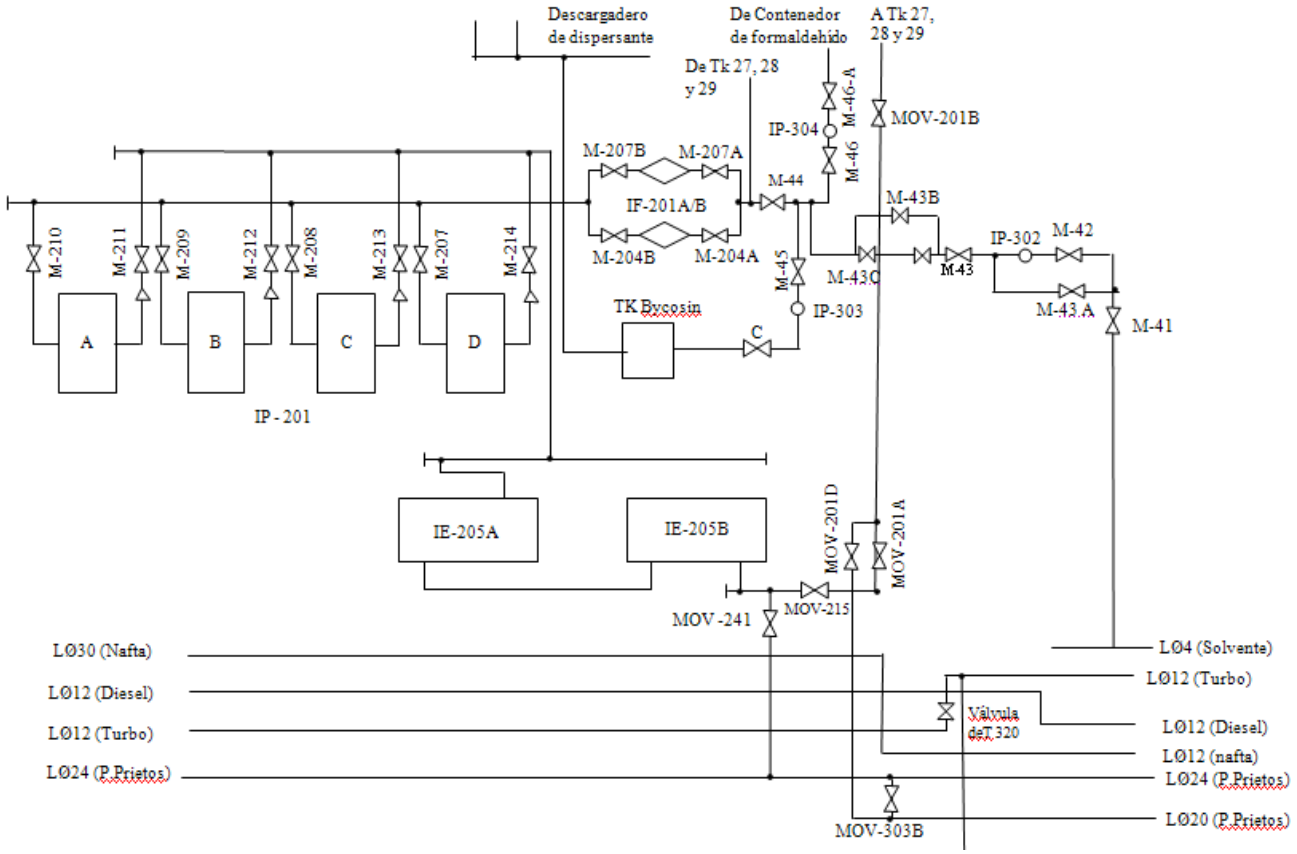

Figura A.1. Esquema del área de bombas de la Base de crudo (Área 1-1)

Fuente: Ruiz (2019)

Anexo 2. Área de estación de cabecera (área 2-1)

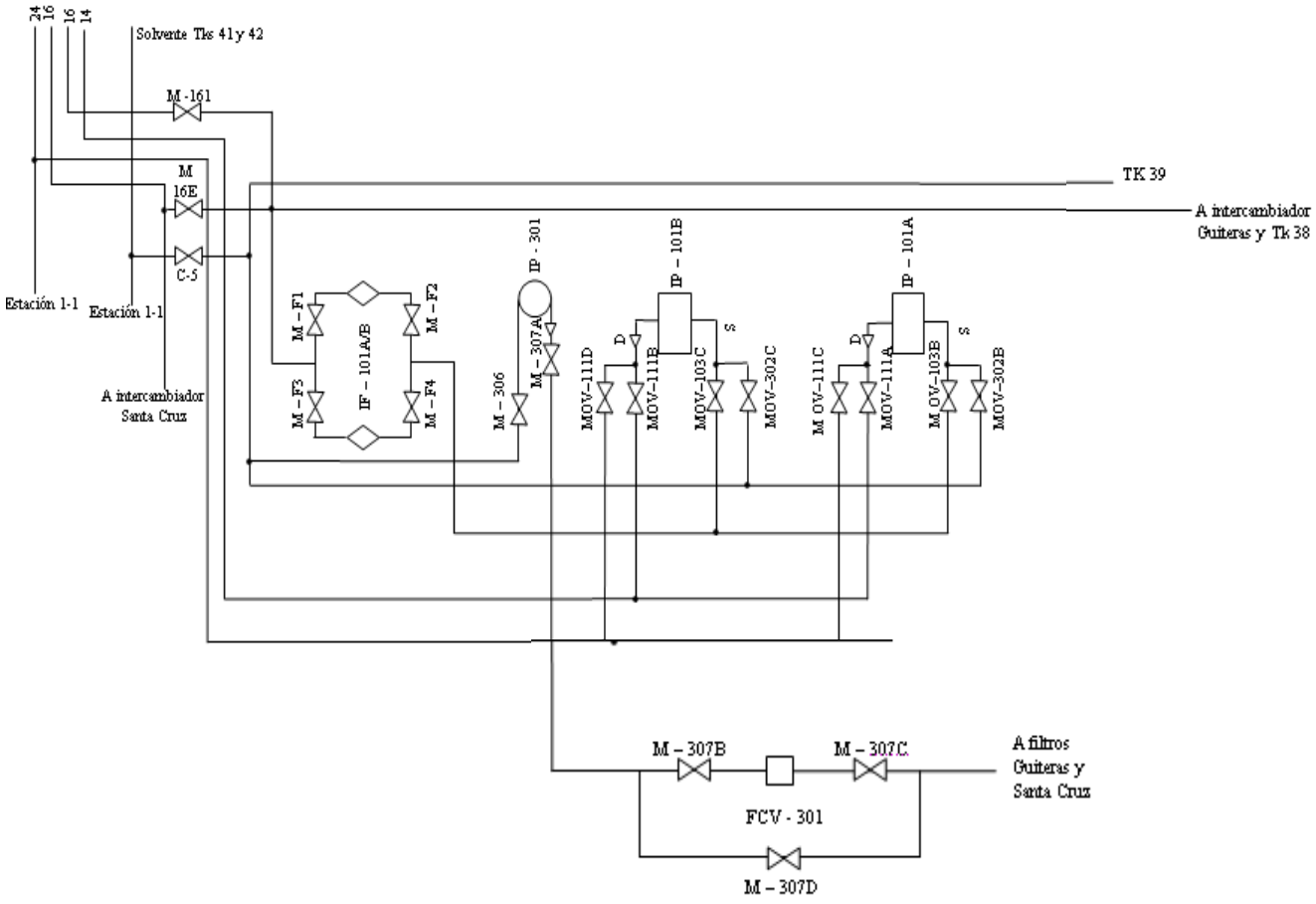

Figura A.2. Esquema del área de estación de cabecera de los oleoductos a las CTE Santa Cruz y Antonio Guiteras (área 2-1)

Fuente: Ruiz (2019)

Anexo 3. Base de recepción de crudo (área 3)

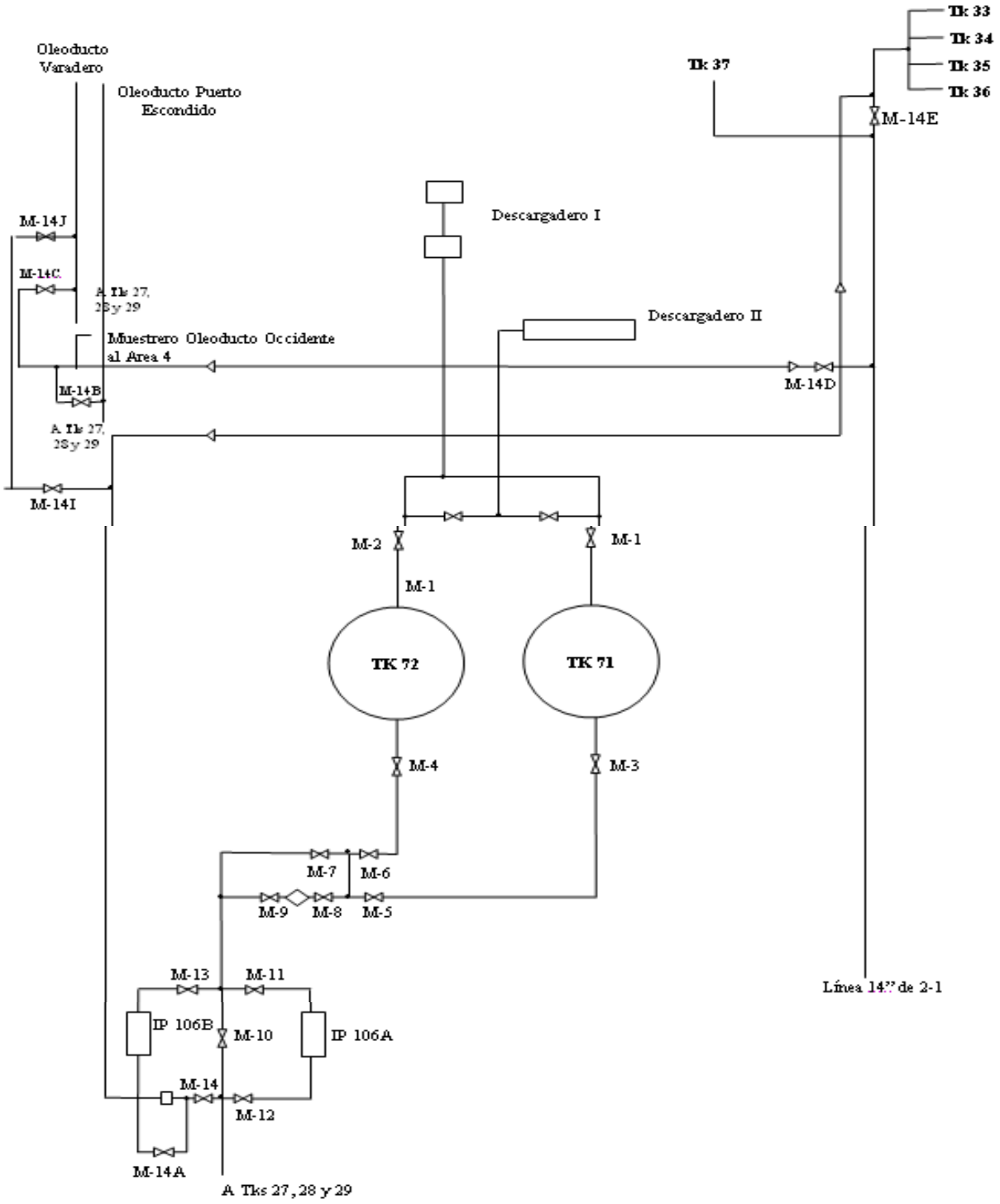

Figura A.3. Esquema de la Base de recepción de crudo (área 3)

Fuente: Ruiz (2019)

Anexo 4. Base en tierra (área 4)

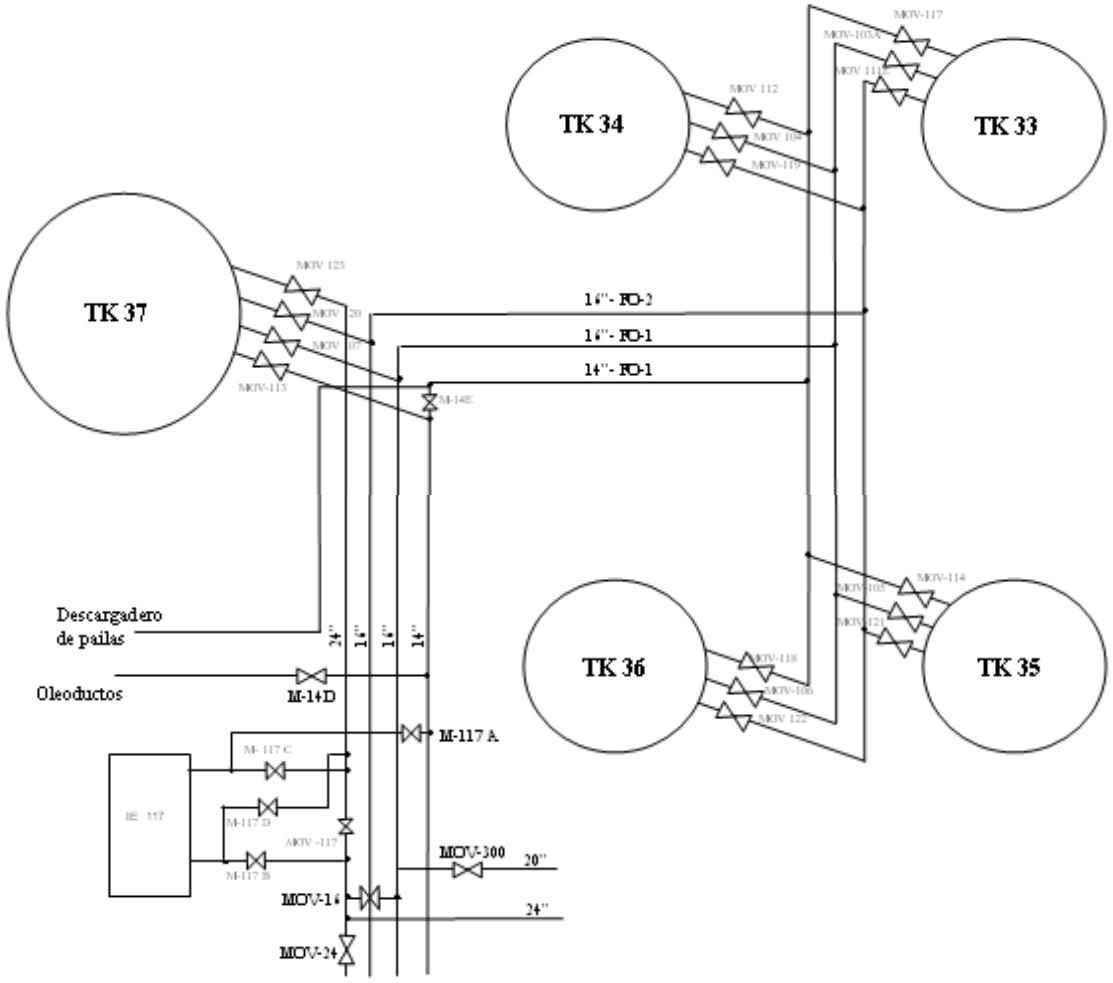

Figura A.4. Esquema de la Base en tierra (área 4)

Fuente: Ruiz (2019)

Anexo 5. Bombas de la Estación 1-1

Tabla A.1. Especificaciones técnicas de las bombas de la Estación 1-1

G-MPP-202

EMPRESA COMERCIALIZADORA COMBUSTIBLE MATANZAS
MANTENIMIENTO PREVENTIVO PLANIFICADO
DATOS TECNICOS

PAGINA No._____ HOJA No._____

NOMBRE Y CODIGO DE LA UNIDAD	AREA 1-1		TURNOS DE TRABAJO			
DEPARTAMENTO \SECCION O BRIGADA			TIEMPO EMPLEADO OPTIMO			
NUMERO DE ORDEN UNIDAD BASICA	1		HORAS OPERACIÓN EFECTIVO			
NOMBRE DE LA UNIDADBAS ICA	**BOMBA ROTATORIA (IP-201B, IP-201C, IP-201D)**					
PRINCIPAL / ANEXA						

INDICADORES TECNICOS FUNDAMENTALES

VELOCIDAD----------1160 rpm
BRIDA DESCARGA--------- 12 pulg. ANSI RF 150 LBS.
BRIDA ENTRADA---------- 12 pulg. ANSI RF 150 LBS.
ENTRADA VAPOR---------- 3/4 pulg. BSP
SALIDA VAPOR----------3/4 pulg.
CAPACIDAD---------- 660 m^3/h
PRESION DESCARGA-----10 kg/cm^2

DIMENSIONES----------L=4450 mm, H=1290 mm, A=1090 mm
ETAPAS------ 1
ROTACION-------CONTRA MANECILLAS
NPSH-------- 4 m

DESCRIPCION

BOMBA ROTATORIA ACCIONADA POR MOTOR ELECTRICO DESTINADA PARA EL BOMBEO DE MEZCLAS DESDE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO HACIA LOS MUELLES

No. DE INVENTARIO	C.M.T.		C.U.P.A.			
	AÑO DE FABRICACION		NUMERO DE FABRICACION		PRODUCTOR	
	PAIS DE ORIGEN ESPAÑA		FECHA PUESTA EN MARCHA 1993			
	AÑO DE MONTAJE 1992		PESO		BASE DE CALCULO	
TIPO	MODELO		SERIE		MARCA INGERSOLL RAND	
FECHA DE EVALUACION						
ESTADO TECNICO						
GRADO DESGASTE						

OBJETOS PRINCIPALES ANEXOS DE LA U.B.	LISTA DE ACCESORIOS PRINCIPALES

G-MPP-207

EMPRESA COMERCIALIZADORA COMBUSTIBLE MATANZAS

MANTENIMIENTO PREVENTIVO PLANIFICADO

PAGINA No._____ HOJA No._____ NUMERO UNIDAD BASICA_____

REGLAMENTO DE LUBRICACIÓN

UNIDAD BASICA BOMBA ROTATORIA 1P-201 A

ANEXO PARTE

PARTES A LUBRICAR	TIPO DE LUBRICANTE	METODO Y FRECUENCIA	CANTIDAD		
			CAPAC.	NORM.	TOTAL
COJINETES ANTIFRICCION DEL ELECTROMOTOR	GR. LISSAN # 2				
COJINETES ANTIFRICCION DE LA BOMBA	GR. LISSAN # 2	PISTOLA CADA 1500 H			1410 GR
CAJA DE ENGRANAJES	AC. REDUCTOR 150	PISTOLA CADA 1500 H			1410 GR
		BAÑO CADA 2500 H			15 L

ESQUEMA DE LUBRICACIÓN

Fuente: Ruiz (2019)

Anexo 6. Intercambiadores de calor de la Estación 1-1

Tabla A.2. Especificaciones técnicas de los intercambiadores de calor 205A y 205B de la Estación 1-1

Presión de proyecto coraza	4,25	kg/cm^2
Presión de prueba coraza	6,4	kg/cm^2
Presión de proyecto Tubos	10,5	kg/cm^2
Presión de prueba Tubos	15,2	kg/cm^2
Temperatura proyecto coraza	250	^oC
Temperatura proyecto Tubo	75	^oC
Espaciado de los tubos	0,25	pulg
Diámetro Interior Coraza	1170	mm
Número de tubo	1640	
Diámetro exterior tubo BWG 14	3/4	pulg
Longitud Tubos	2000	mm
Cantidad de deflectores	4	
Pitch	1,00	pulg
Deflectores al 25% Espaciados	458	mm
# de pasos por los tubos	1,00	
# pasos por la coraza	1,00	
Arreglo triangular		
Flujo por la coraza	Crudo	
Flujo por la tubos	Vapor	
Area de transferencia	196,4	m^2

Fuente: Ruiz (2019)

Anexo 7. Equipos y Problemas en la Estación 1-1

(a)

Figura A.5. Equipos de bombeo (a) e Intercambiadores de calor (b) de la Estación 1-1

Fuente: Elaboración propia

Figura A.6. Derrame de crudo por deterioro del Intercambiador de calor IE-205A

Fuente: Elaboración propia