

Universidad de Matanzas
Facultad de Ciencias Técnicas
Departamento de Química



TRABAJO DE DIPLOMA

Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico.

“ Evaluación de un sistema de recepción y calentamiento de crudo recibido por pailas en la División Territorial de Comercialización de Combustibles Matanzas. ”

Autor:

Adrián Enrique Pérez Bravo

Tutores:

Ing. Elina Pérez Moré

Ing. Jesús Luis Orozco, Dr. C.

Matanzas, 2019

Declaración de Autoridad.

Yo, Adrián Enrique Pérez Bravo, declaro que soy el único autor de este Trabajo de Diploma y lo pongo a disposición de la UEB División Territorial de Comercialización de Combustibles Matanzas y de la Universidad de Matanzas, Sede "Camilo Cienfuegos", para hacer uso del mismo con el objetivo y finalidad que se estime conveniente.

Adrián E. Pérez Bravo

*“Los científicos estudian el mundo tal como es, los ingenieros
crean el mundo que nunca ha sido”*

Theodore Von Karman

Dedicatoria.

A mi mamá por cuidarme y motivarme a ser alguien mejor cada día.

A mi papá por animarme en los momentos de desesperación.

A mi hermana por ayudarme a salir adelante.

A mi novia por enseñarme que existe la felicidad.

A mi familia en general por sentirse orgullosos de quien soy.

A mi tutora Lili por su dedicación y entrega.

Agradecimientos.

A mis padres y hermana, quienes estuvieron conmigo, se sacrificaron, brindaron su amor, confiaron en mí y me apoyaron en cada momento difícil de este largo camino.

A mis abuelos, tíos y primos, que no dejaron de preocuparse nunca por mí.

A mi querida novia que compartió conmigo casi toda mi vida universitaria y por estar presente en las buenas y en las malas.

A mi tutora Lili por brindarme sus conocimientos, su apoyo incondicional, su paciencia y dedicarme gran parte de su tiempo durante tantos años, no solo para la elaboración de esta tesis, sino para todos los proyectos que sirvieron como contribución a mi formación como Ingeniero.

A mi segundo tutor Orozco por enseñarme a rectificar y corregir temas fundamentales de la vida y la investigación.

A todos los profesores amigos que, aunque sin ningún compromiso me escucharon y extendieron su mano en cualquier momento y circunstancia cuando más lo necesitaba.

A todos los trabajadores (Los Tiburones, etc.) amigos y personal del Dpto. de Tecnología, Economía e Inversiones de la Comercializadora, por ayudarme con toda la información que necesité para la confección de la tesis y los demás proyectos investigativos.

Al grupo de Ingenieros de la EIPP por su contribución en muchos de los datos y cálculos de la investigación.

A todos mis compañeros de aula y buenos amigos (los que llegaron al final, los que abandonaron y los rusos) que se sentaron a mi lado y me auxiliaron cuando ya se acababan las ideas y, que fueron testigos de maldades, festejos y largas noches de estudio por tanto tiempo.

En general, a todos los que brindaron su hombro, su cariño, dedicación, inteligencia y hasta sacrificio para hacer realidad el sueño de graduarme.

Resumen.

En la presente investigación se realiza una evaluación de un sistema de recepción y calentamiento para procesar el petróleo crudo que se espera recibir por pailas con una mayor viscosidad en el área 3 de la División Territorial de Comercialización de Combustibles Matanzas, con el propósito de disminuir la viscosidad del mismo y garantizar la maniobrabilidad en los procesos posteriores. Para ello se hace un análisis bibliográfico, que conforma el basamento teórico de esta investigación. Se definen las principales tareas de este trabajo: la caracterización tecnológica del proceso en cuestión, valoración de la problemática actual, se propone la instalación de nuevos equipos en el área, entre ellos los tanques de almacenamiento con sus serpentines de vapor, determinar la cantidad de vapor necesaria para calentar el producto, así como la selección de las bombas para su trasiego. Además, se realiza un análisis técnico-económico de la propuesta. Se solucionan los problemas tecnológicos al proponer la instalación de dos tanques de 2000 m³ de capacidad cada uno con serpentines de un área de transferencia de calor de 64 m² y dos bombas de 200 m³/h de caudal de tipo NETZSCH Modelo – NM 148SY03S18Z. El consumo eléctrico se reduce a un 17% por concepto de trabajo de las bombas, disminuyendo así el costo de utilidades de la empresa y el aumento del volumen de pailas recibidas en un 13%, lo que representa un incremento de la ganancia de 9 913 425,51 \$/año.

Abstract

In the present investigation, an evaluation of a reception and heating system to process the crude oil that is expected to be received by pans with a higher viscosity is performed. This evaluation takes place in the area number 3 of Matanzas Territorial Division of Commercialization of Fuels, with the purpose of diminishing the viscosity and ensure maneuverability in subsequent processes. To this end, a bibliographic analysis is made, which forms the theoretical basis of this research. The main tasks of this work are defined: the technological characterization of the process in question, assessment of the current problem, the installation of new equipment in the area is proposed, among them the storage tanks with their steam coils, to determine the amount of steam needed to heat the product, as well as the selection of pumps for its transfer. In addition, a technical-economic analysis of the proposal is made. Technological problems are solved by proposing the installation of two tanks of 2000 m³ capacity each with coils of a transfer area of 64 m² and two pumps of 200 m³/h of flow type NETZSCH Model-NM 148SY03S18Z. Electricity consumption is reduced by 17% due to work on the pumps, thus reducing the company's cost of profits and the increase in the volume of pans received by 13%, which represents an increase in the profit of 9 913 425,51 \$/year.

Índice

Introducción.....	1
Capítulo 1. Análisis Bibliográfico.....	4
1.1 Origen del petróleo crudo.....	4
1.2 Propiedades físicas del petróleo crudo.....	4
1.3 Composición del petróleo crudo.....	6
1.4 Petróleo pesado.....	10
1.4.1 Origen del petróleo pesado.....	10
1.4.2 Extracción del petróleo pesado.....	12
1.4.2.1 Procesamiento.....	13
1.4.2.2 Transporte.....	13
1.4.3 Importancia del petróleo pesado.....	14
1.5 Medios de transporte del petróleo (oleoductos, buques tanque, camiones cisterna).....	15
1.5.1 Oleoductos.....	16
1.5.2 Buques tanque.....	16
1.5.3 Camiones cisterna.....	16
1.6 Calentamiento del petróleo crudo.....	17
1.6.1 Necesidad de calentar o enfriar el crudo.....	17
1.6.2 Etapas para la elección del método de calentamiento.....	17
1.6.3 Sistemas de calentamiento y enfriamiento empleados.....	17
1.6.4 Inyección directa de vapor de agua.....	18
1.6.5 Calentamiento mediante serpentines interiores.....	18
1.7 Bombas más empleadas en el trasiego de petróleo crudo.....	19
1.7.1 Clasificación de bombas.....	19
1.7.2 Bombas PD.....	20
1.7.3 Selección de una bomba de PD.....	21
1.8 Conclusiones parciales.....	22
Capítulo 2. Materiales y métodos.....	23
2.1 Caracterización de la División Territorial de Comercialización de Combustibles Matanzas.....	24

2.1.1 Descripción del proceso tecnológico.	25
2.1.2 Base de Crudo y Suministro.	26
2.2 Evaluación de la problemática, la recepción de crudo de alta viscosidad por pailas.	28
2.3 Propuesta de instalación de nuevos equipos en el proceso de recepción y calentamiento de crudo por pailas.	29
2.4 Metodología para el cálculo de las dimensiones de los tanques de almacenamiento de crudo.	30
2.5 Metodología empleada para el cálculo y la selección de las nuevas bombas a instalar.	31
2.6 Metodología para el cálculo del área de transferencia de calor del serpentín.	34
2.6.1 Cálculo de calor necesario a suministrarle al tanque para mantener el producto a 45 °C.	35
2.6.1.1 Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección natural para el crudo. ...	35
2.6.1.2 Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección forzada para el aire.	36
2.6.1.3 Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por radiación (h _r).	37
2.6.1.4 Cálculo del coeficiente total de transferencia de calor del lado expuesto al ambiente.	37
2.6.1.5 Cálculo de las pérdidas de calor por unidad de área de pared en contacto con el líquido.	37
2.6.1.6 Cálculo de las pérdidas de calor en la superficie que no está en contacto con el líquido.	38
2.6.1.7 Cálculo de las pérdidas de calor en el techo del tanque.	39
2.6.2 Cálculo del calor necesario para calentar el crudo de 25 a 45 °C.	39
2.6.3 Cálculo del área para suministrar el calor necesario para mantener la temperatura constante a 45 °C.	40
2.6.4 Cálculo del área para suministrar el calor necesario para aumentar la temperatura desde 25 a 45 °C.	41
2.7 Metodología para la evaluación técnica – económica de la propuesta.	42
2.7.1 Metodología empleada para la estimación de la inversión.	42
2.7.2 Metodología de cálculo de los indicadores de factibilidad económica de la inversión.	43
2.8 Conclusiones parciales.	45
Capítulo 3. Análisis de los resultados.	46
3.1 Solución a la propuesta.	46
3.1.1 Resultados del cálculo de las dimensiones de los tanques de almacenamiento de crudo. ...	46
3.1.2 Evaluación de las bombas para trasegar el crudo desde los tanques hasta la intercepción con la línea de recepción por oleoductos.	47

3.1.2.1 Evaluación de la bomba de crudo.....	47
3.2 Resultados del cálculo del área de transferencia de calor del serpentín.....	51
3.3 Análisis de la evaluación técnica – económica de la propuesta.....	55
3.3.1 Análisis de la factibilidad económica de la inversión.....	55
3.3 Análisis del efecto económico de la propuesta.....	57
3.4 Conclusiones parciales del capítulo.....	59
Conclusiones.....	60
Recomendaciones.....	61
Bibliografía.....	62
Anexos.....	67

Introducción.

El petróleo crudo, conocido también como Oro Negro, se formó bajo la superficie de la tierra hace millones de años. Es la fuente de energía no renovable más importante. El mayor crecimiento de la demanda proviene de los países en desarrollo, pero los mayores consumidores de petróleo son las naciones industriales. La OPEP (Organización de Países Exportadores de Petróleo) ha pronosticado la demanda de petróleo crudo para un período a largo plazo de 2010 a 2035, con una capacidad creciente de 20 Mb/d, alcanzando 107,3 Mb/d para 2035 (Duissenov, 2013).

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

Los oleoductos se emplean para el transporte del petróleo a grandes distancias. Esta es la manera más rápida de transportar grandes cantidades de crudo y derivados en tierra o en agua. Comparados con los ferrocarriles, tienen un coste menor por unidad y también mayor capacidad.

La distribución de productos petroleros, generalmente los combustibles para automóvil, el gas y el querosén para aviación, exigen un medio de transporte para su distribución hacia el consumidor final. Esto se realiza mediante complejos sistemas de poliductos, plantas terminales de almacenaje que lo reciben y camiones de transporte especiales que, finalmente lo entregan en las estaciones de servicios. Los camiones cisterna generalmente tienen una gran capacidad de carga de combustibles (decenas de miles de litros) y están dotados de sistemas especiales para la recuperación de gases y dispositivos electrónicos que permiten medir permanentemente la carga de combustibles recibida, en tránsito y despachada. Este es un medio de transporte muy usado para petróleo crudo debido a que presenta en ocasiones una elevada viscosidad y no es posible su trasiego por las tuberías.

El transporte de crudos pesados es una de las dificultades que enfrenta la industria petrolera actualmente. Se consideran crudos pesados aquellos cuya densidad se encuentra entre 934 y 1 000 kg/m³ (10,1 - 22,3 °API) y su viscosidad es elevada, llegando a alcanzar hasta 100 000 centistokes (cSt). Por lo regular contienen altas concentraciones de asfaltenos, resinas y parafinas. Su alta viscosidad implica el uso de técnicas específicas que mejoren sus propiedades de flujo para el trasiego. El calentamiento y la dilución son algunas de las técnicas empleadas para hacer este producto más liviano. En la actualidad la variante más económica consiste en mezclar el petróleo crudo con agua, tecnología de la que hacen uso países como Canadá, Japón, Italia e Inglaterra.

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 diesel), que resulta económicamente no viable e influye en la necesidad de introducir métodos de menor costo.

En la División Territorial Comercialización de Combustibles de Matanzas, ubicada en la Zona Industrial, se recibe petróleo crudo de alta viscosidad en pailas (camiones cisternas) proveniente de la Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo Occidente (EPEP Occidente), que provoca dificultades principalmente en el funcionamiento de las bombas. Se prevee que en un futuro este producto se reciba con una viscosidad superior a la actual, debido a la explotación de nuevos yacimientos de crudo pesado con esta característica. Por este motivo surge la siguiente interrogante:

Problema: ¿Sería posible procesar el petróleo crudo de alta viscosidad recibido por pailas en el área 3 de la División Territorial de Comercialización de Combustibles Matanzas?

Para la solución de este problema se plantea la siguiente hipótesis:

Hipótesis:

Si se implementa un nuevo sistema de recepción y calentamiento para el trasiego de petróleo crudo recibido por pailas, se podrá procesar el mismo con alta viscosidad.

Para ratificar la hipótesis planteada, se propone como objetivo general:

Objetivo general:

- ✓ Evaluar el nuevo sistema de recepción y calentamiento de petróleo crudo recibido por pailas en el área 3.

Para dar cumplimiento al objetivo general propuesto, se trazan los siguientes objetivos específicos:

Objetivos específicos:

- ✓ Caracterizar tecnológicamente el proceso de recepción de petróleo crudo en pailas.
- ✓ Definir los nuevos equipos que integran el proceso de recepción y calentamiento de crudo con alta viscosidad.
- ✓ Realizar una evaluación técnica y económica de la propuesta.

Capítulo 1. Análisis Bibliográfico.

En este capítulo se realiza una descripción de un grupo de temáticas que reflejan las características generales del petróleo crudo, su forma de transportación, proceso de calentamiento en tanques, bombas empleadas para su trasiego, así como la importancia que tiene a nivel mundial.

1.1 Origen del petróleo crudo.

La palabra petróleo se deriva de las palabras latinas "petra" y "elaion" (petraoleum) que significan roca y petróleo, respectivamente (Varjani, 2017). Se forma cuando grandes cantidades de organismos muertos, generalmente zooplancton y algas, se entierran debajo de la roca sedimentaria y se someten a un intenso calor y presión. Es una mezcla viscosa pegajosa, espesa, inflamable, de color amarillo a negro de hidrocarburos gaseosos, líquidos y sólidos (Vieira *et al.*, 2007).

También se cree que se forma a partir de la descomposición de animales y plantas, donde el calor y la presión geológica transforman esta materia orgánica en petróleo y gas durante los períodos geológicos. El petróleo crudo puede existir en las profundidades de la superficie de la tierra o en la profundidad de los fondos oceánicos (en alta mar). Los aceites crudos se clasifican aproximadamente en tres grupos según la naturaleza de los hidrocarburos que contienen: Aceites crudos a base de parafina, Aceites crudos base asfáltica y Aceites crudos de base mixta (Varjani, 2014).

1.2 Propiedades físicas del petróleo crudo.

En general los petróleos livianos, medianos, pesados y extrapesados poseen características y propiedades físicas y químicas que, a simple vista sirven para diferenciarlos entre sí. Otras características tienen que ser determinadas por análisis de laboratorio. Según plantea Scott, *et al*, (2007); Castillo, (2011) y Armas, (2011) las principales propiedades físicas del petróleo son: color, olor, viscosidad y gravedad específica.

Color.

Se piensa que todos los crudos son de color negro, sin embargo, los estos pueden tener color amarillo pálido, tonos de rojo y marrón hasta llegar a negro, por transmisión de la luz. Por reflexión de la luz pueden aparecer verdes, amarillos con tonos de azul, rojo, marrón o negro. Los crudos pesados y extrapesados son negros casi en su

totalidad. Crudos con altísimo contenido de cera son livianos y de color amarillo. El crudo más liviano o condensado llega a tener un color blanquecino, lechoso y a veces se usa en el campo como gasolina cruda (Marfisi y Moreno, 2007).

Olor.

De acuerdo con lo planteado por Tourkmani, (2009) el olor de los crudos es aromático como el de la gasolina, del querosén u otros derivados. Si el crudo contiene azufre tiene un olor fuerte y hasta repugnante, como a huevo podrido. Si contiene sulfuro de hidrógeno, los vapores son irritantes, tóxicos y hasta mortíferos. Para atestiguar la buena o rancia calidad de los crudos es común en la industria designarlos como dulces o agrios. Esta clasificación tiene un significado determinante entre petroleros vendedores y compradores de crudos porque inmediatamente enfoca ciertas características fundamentales del tipo de petróleo objeto de posible negociación.

Viscosidad.

Según Campos, (2010) se puede decir que la viscosidad es una de las características más importantes de los hidrocarburos en los aspectos operacionales de producción, transporte, refinación y petroquímica. Streeter *et al.*, (2008) plantea que la viscosidad está sujeta a cambios de temperatura, así que un crudo viscoso se torna más fluido si se mantiene a una temperatura más alta que la ambiental. En cuanto a lo expuesto por Fox y McDonald, (1995); Rosabal y Garcell, (2006) y Streeter, *et al*, (2008) la viscosidad puede expresarse de tres formas: viscosidad relativa, viscosidad cinemática y viscosidad universal Saybolt. Estas se evidencian a continuación:

- ✓ Viscosidad relativa: Es la relación de la viscosidad del fluido respecto a la del agua. A 20°C la viscosidad del agua pura es 1,002 centipoise (cP).
- ✓ Viscosidad cinemática: Es equivalente a la viscosidad expresada en (cP) dividida por la gravedad específica, a la misma temperatura. Esta se designa en Stokes o en cSt.
- ✓ Viscosidad universal Saybolt: Representa el tiempo en segundos para que un flujo de 60 centímetros cúbicos salga de un recipiente tubular por medio de un orificio, debidamente calibrado y dispuesto en el fondo del recipiente, el cual se ha mantenido a temperatura constante.

La viscosidad de los petróleos pesados y extrapesados es elevada, tomando valores de hasta 100 000 cSt (Marfisi y Moreno, 2007).

Gravedad específica.

“La gravedad específica del petróleo (γ_0) se define como la razón de la densidad del petróleo a la densidad del agua, ambas medidas a la misma presión y temperatura” (Danesh, 1998):

$$\gamma_0 = \frac{\rho_0}{\rho_w} \quad (1.1)$$

Donde:

ρ_0 : Densidad del petróleo.

ρ_w : Densidad del agua.

La industria petrolera internacional adoptó hace ya más de 70 años la fórmula elaborada por el American Petroleum Institute (API) el 4 de mayo de 1922, la cual consiste en la modificación de las dos fórmulas que llevan el nombre del químico francés Antoine Baumé (1804), usadas para comparar la densidad de líquidos más livianos o más pesados que el agua. Las dos fórmulas Baumé son:

$$\gamma_0 = \frac{140}{130 + n} \quad (1.2)$$

$$\gamma_0 = \frac{145}{145 - n} \quad (1.3)$$

Donde n representa la lectura en grados indicada por el hidrómetro Baumé inmerso en el líquido, a una temperatura de 15,5 °C. La ecuación general del API es la siguiente:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{\gamma_0} - 131,5 \quad (1.4)$$

1.3 Composición del petróleo crudo.

El petróleo crudo es una mezcla compleja de hidrocarburos en coexistencia termodinámica de estado líquido, sólido y gaseoso con un amplio rango de pesos moleculares de naturaleza química diferente. El mismo se puede clasificar de acuerdo a los siguientes factores:

- ✓ °API.
- ✓ Contenido de azufre.
- ✓ Factor K_{uop} .

- ✓ Tipo de hidrocarburo.

El crudo según su °API se clasifica en: extrapesado (menor a 9,9 °API), pesado (10 – 21,9 °API), mediano (22– 29,9 °API), liviano pesado (30 – 39,9 °API) y condensado (mayor a 40 °API). Mientras menor sea los °API la viscosidad se incrementa y si los °API aumentan la viscosidad disminuye (Zhang y Huang, (2005); El-Gendy y Speight, (2016)).

Por el contenido de azufre el crudo se clasifica en: dulce (menor a 0,5%), ideal para gasolinas como petróleo de alta calidad, medio (0.5 - 1%) y agrio (mayor a 1%) con mayor costo de refinamiento (Landeta, 2014).

El factor K_{uop} es un factor que permite definir el crudo según su composición química (base nafténica, aromática, parafínica, mixta) que utiliza la temperatura volumétrica media, que es la temperatura de ebullición de un componente hipotético con características equivalentes al crudo analizado.

Según el tipo de hidrocarburo, el petróleo se puede dividir en cuatro grupos orgánicos (SARA):

- ✓ **Saturados** (alifáticos).
- ✓ **Aromáticos** (nafténicos).
- ✓ **Resinas** (parafinas).
- ✓ **Asfaltenos**.

El método SARA permite la separación de dichos grupos basado en la diferencia de solubilidad, polaridad y peso molecular de los constituyentes presentes en el petróleo. Este método se desarrolla en petróleo muerto, es decir, el petróleo que ha perdido su fase gaseosa y acuosa siendo un limitante de las condiciones reales de yacimiento que es conocido como petróleo vivo (Díaz *et al.*, 2007).

Las herramientas tradicionales para el estudio de sistemas agua-crudo-gas se centran en el contenido químico, grupos funcionales, análisis elemental, etc. Las propiedades de los fluidos como la viscosidad, varían considerablemente en presencia de aditivos.

La tensión superficial se reduce significativamente en soluciones con polímeros y surfactantes (Safieva *et al.*, 2012).

La industria del petróleo clasifica "crudo" por la ubicación de su origen y por su peso o viscosidad relativa ("ligero", "intermedio" o "pesado"). Los aceites ligeros pueden contener hasta un 97% de hidrocarburos, mientras que los aceites pesados y los betunes pueden contener solo un 50% de hidrocarburos y cantidades mayores de otros elementos.

El contenido de azufre y la gravedad del Instituto Americano del Petróleo (API) son las dos propiedades que determinan la calidad y el valor del petróleo crudo. El API es una asociación comercial para empresas en las industrias de petróleo y gas natural. La gravedad API es una medida de la densidad del líquido del petróleo en comparación con el agua.

La composición química de los aceites crudos de diferentes regiones productoras, e incluso desde dentro de una formación particular, puede variar enormemente. Eso depende de la ubicación del campo petrolero, su antigüedad y la profundidad del pozo (Varjani, 2017).

Según Varjani, (2014) el petróleo crudo es una mezcla compleja de varios cientos de compuestos químicos, principalmente hidrocarburos (especialmente alcanos) de varias longitudes. El rango de longitud aproximado es de C_5H_{12} a $C_{18}H_{38}$. Cualquier hidrocarburo más corto se considera gas natural o líquidos de gas natural, mientras que los hidrocarburos de cadena larga son más viscosos y las cadenas más largas son la cera de parafina.

El porcentaje de composición del petróleo depende de su tipo. Típicamente están presentes en las siguientes proporciones: parafinas (15 a 60%), naftenos (30 a 60%), aromáticos (3 a 30%), con asfálticos que constituyen el resto. Pero, en aceites ligeros, los asfaltenos y las resinas constituyen del 1 al 5%. Mientras que, en los aceites pesados, pueden constituir hasta el 20% (Radwan, 2008).

El petróleo ligero y menos denso es más rentable como fuente de combustible por su mayor porcentaje de hidrocarburos.

Debido a que el petróleo pesado y denso con alto contenido de azufre es costoso de refinar, aumenta el precio de la gasolina (petróleo), el aceite diesel y otros destilados importantes del petróleo. El petróleo pesado se caracteriza por altas proporciones de carbono, NSO (Nitrógeno, Azufre y Oxígeno) e hidrógeno en menor cantidad. Las reservas mundiales de petróleo ligero están muy agotadas, por lo que las refinerías se ven obligadas a refinar y procesar cada vez más crudo pesado y betún (El-Gendy y Speight, 2016).

Según informa Riazi, (2005) la composición del petróleo crudo se puede resumir de la siguiente manera:

- ✓ PONA (parafinas, olefinas, naftenas y aromáticas).
- ✓ PINA (parafinas, iso-parafinas, naftenas y aromáticas).
- ✓ PNA (parafinas, naftenas y aromáticas).
- ✓ PIONA (parafinas, iso-parafinas, naftenas y aromáticas).
- ✓ SARA (saturados, aromáticos, resinas y asfaltenos).
- ✓ Basado en análisis elemental (C, H, S, N y O).

La mayoría de las fracciones de petróleo están libres de olefinas, por lo que la composición se puede expresar únicamente en términos de su composición de PINA. Para aceites ligeros, los contenidos de parafina e iso-parafina se pueden combinar y la composición de petróleo se puede expresar como PNA. Pero, para los aceites pesados que se caracterizan por altas concentraciones de compuestos aromáticos, resinas y en asfaltenos, la composición del petróleo se expresa como SARA. El análisis elemental es muy importante, ya que da una indicación de los contenidos de hidrógeno y azufre, así como la relación C / H, que es un diagnóstico de la calidad del petróleo y sus productos. Los hidrocarburos son los compuestos más abundantes en los aceites crudos que representan el 50–98% de la composición total. Mientras que el carbono (80–87%) y el hidrógeno (10–15%) son los elementos principales en el petróleo, mientras que el azufre (0,05–6%), el nitrógeno (0,1–2%) y el oxígeno (0,05–1,5%) son de menor importancia. Los constituyentes se presentan como azufre elemental o como constituyentes heterocíclicos y grupos funcionales (Chandra *et al.*, 2013).

Los aceites crudos contienen concentraciones muy diversas de metales traza, como V, Ni, Fe, Al, Na, Ca, Cu y U (El-Gendy y Speight, 2016).

1.4 Petróleo pesado.

El petróleo pesado constituye una fuente abundante de energía, pero, es más caro de producir que el petróleo liviano o convencional. La mayoría de los petróleos pesados no son recuperables en su forma natural o a través de métodos de producción convencionales. Además, dado que su costo de refinación es más elevado, los procesadores pagan a los productores menos por el petróleo pesado de lo que pagan por el petróleo crudo producible mediante métodos de recuperación convencionales. No obstante, en los últimos años, el incremento de la demanda energética mundial y las innovaciones tecnológicas han convertido al petróleo pesado en un recurso viable. Se trata de un petróleo crudo que posee una viscosidad normalmente superior a 0,01 Pa.s (10 cP) y un alto peso específico. El Congreso Mundial del Petróleo clasifica a los petróleos pesados como petróleos crudos con una densidad menor a 22,3°API. Otras de sus características son las bajas relaciones hidrógeno-carbono y el alto contenido de asfaltenos, azufre, nitrógeno y metales pesados además de su alta acidez. Comparativamente, los petróleos extrapesados y el bitumen poseen densidades inferiores a 10°API, en tanto que la densidad de los condensados es de aproximadamente 70°API (Færgestad, 2016).

1.4.1 Origen del petróleo pesado.

Los petróleos pesados se originan como petróleos convencionales que migran en sentido ascendente en dirección hacia trampas más someras, donde subsiguientemente se degradan a petróleo pesado. La mayor parte de los recursos mundiales de petróleo pesado se encuentra en enormes depósitos someros emplazados en los flancos de las cuencas de antepaís. Las cuencas de antepaís son depresiones extensas formadas por el hundimiento de la corteza terrestre durante la orogénesis. Los sedimentos marinos de la cuenca se convierten en la roca generadora (roca madre) de los hidrocarburos que migran echado (buzamiento) arriba, constituyendo sedimentos erosionados de las cadenas montañosas modernas. Los sedimentos fríos y someros a menudo carecen de rocas de cubierta efectivas que actúan como sello, lo que crea las condiciones apropiadas para la degradación severa de los hidrocarburos.

A lo largo de las escalas de tiempo geológico, los microorganismos metabolizan los hidrocarburos más livianos y producen metano e hidrocarburos pesados enriquecidos.

Esta biodegradación incrementa la densidad, la acidez, la viscosidad y el contenido de azufre del petróleo. Dado que las condiciones óptimas para la degradación microbiana se dan en los yacimientos a temperaturas inferiores a 80°C [180°F], el proceso se limita a los yacimientos situados a una profundidad de aproximadamente 1,5-2 km. Existen además otros procesos, tales como la migración preferencial de los hidrocarburos más livianos, el lavado con agua o la evaporación, que también pueden degradar el petróleo (Færgestad, 2016).

Se ha encontrado petróleo pesado en formaciones geológicamente modernas de edad Pleistoceno, Plioceno y Mioceno y en formaciones más antiguas del Cretácico, el Mississippiano y el Devónico. Más del 35% de los recursos mundiales de petróleo pesado se encuentran en Venezuela y Canadá, seguidos por Medio Oriente, Estados Unidos de Norteamérica y Rusia. En conjunto, el petróleo pesado y extrapesado, las arenas petrolíferas y el bitumen, conforman aproximadamente un 70% de los recursos de petróleo totales del mundo; el petróleo pesado representa sólo el 15%. Los yacimientos de petróleo pesado difieren entre sí y los métodos de recuperación pueden variar considerablemente entre un yacimiento y otro (Færgestad, 2016).

Según lo planteado por Buitrago *et al.*, (2012) gran parte de las reservas mundiales se relacionan con acumulaciones no convencionales donde predominan yacimientos de petróleo crudo pesado y extrapesado. Este tipo de hidrocarburos requiere de actividades que hasta la fecha reflejan las siguientes dificultades:

- ✓ Difícil producción.
- ✓ Transporte y manejo complicado.
- ✓ Requiere procesos y tratamientos adicionales en superficie para su aprovechamiento y comercialización.
- ✓ Alto contenido de azufre, metales y precursores de la formación de carbón.
- ✓ Se hace necesaria la aplicación de tecnologías emergentes.
- ✓ Se debe aplicar perforación no convencional.
- ✓ En muchos casos se hace necesario inyectar geles, espumas.
- ✓ Inyección de vapor optimizado con solventes.
- ✓ Se hace necesario construir facilidades que permitan el mejoramiento en el lugar de origen o en la superficie.

- ✓ El procesamiento de crudo pesado requiere de mayores y costosas instalaciones.
- ✓ A nivel mundial, la producción de agua en pozos petroleros es del orden de al menos tres barriles por cada barril de aceite producido. En yacimientos maduros el reto es cómo manejar el agua producida de manera económica.
- ✓ Desarrollar tecnología de recuperación de crudos pesados y extrapesados técnica y económicamente optimizados.
- ✓ Desarrollar tecnología que permita reducir la viscosidad de crudos pesados y extrapesados, así como su calidad en términos de reducción de componentes no deseados.

Cuando los analistas tratan de estimar las reservas de petróleo remanentes, una de las variables más grandes es el petróleo pesado. La pregunta no es cuánto hay en la tierra, sino cuánto de lo que hay se puede recuperar. Alrededor del 15% del suministro diario mundial de petróleo es tan espeso que no puede fluir a través de las tuberías por sí mismo. Aun así, la importancia del petróleo pesado generalmente definido como cualquiera que tenga una gravedad API menor a 22 está incrementando. La razón es el volumen total, de hecho, se estima que la cantidad de petróleo pesado en su lugar de origen es de cinco a diez veces mayor que las reservas de crudo convencional.

En las décadas futuras, el petróleo pesado probablemente afectará la dinámica del suministro global, ya que el 80% de las reservas conocidas de petróleo pesado están en el Hemisferio Occidental. El problema, por supuesto, es que los crudos pesados son notablemente difíciles de recuperar, transportar y refinar. El principal desafío técnico radica en mejorar la movilidad del petróleo para lograr que fluya con mayor facilidad. Comprender la composición del petróleo y la manera en que un reservorio puede cambiar en el tiempo es importante para proyectar mejores tasas de recuperación.

1.4.2 Extracción del petróleo pesado.

Los depósitos de petróleo pesado se encuentran generalmente en arenas poco consolidadas, lo cual implica que los perforadores deben tomar precauciones adicionales para mantener la integridad de los pozos y para manejar la producción y eliminación de arena. Los depósitos de petróleo pesado presentan diferencias, incluso entre campos adyacentes. Los métodos de recuperación que funcionan de un lado de la

cerca pueden no funcionar del otro lado o sencillamente no son la mejor opción desde el punto de vista económico, por ejemplo, cuando se aplica vapor a un yacimiento, se debe tener en cuenta el indicador SOR (*Steam Oil Ratio*) que muestra la relación entre el vapor inyectado y el crudo que finalmente se logra (Buitrago *et al.*, 2012).

1.4.2.1 Procesamiento.

Una vez en superficie, se hace necesario contar con facilidades que permitan dejar en óptimas condiciones de calidad el petróleo, de tal manera que sea aceptado por la red de transporte y por el cliente final. La razón es que cuando el petróleo sale del pozo, viene asociado con agua, sólidos y otros componentes químicos que se deben retirar. Además, se requiere de la aplicación de elementos químicos costosos que demandan un constante monitoreo y ajuste. Debido a su alta viscosidad a temperatura ambiente, se necesita mantenerlo a una determinada pero alta temperatura para que fluya o para que, sencillamente, en caso de almacenamiento no se convierta en una masa difícil de tratar o de remover, lo cual implica consumo de energía para sostener esta condición (Buitrago *et al.*, 2012).

1.4.2.2 Transporte.

Presenta desde el punto de vista técnico uno de los mayores retos, pues se deben cubrir grandes distancias desde los pozos hasta las facilidades de procesamiento y desde los campos de producción hasta los puntos de uso final o refinación. Actualmente se hace necesaria la dilución con solventes como nafta, pero los costos de este solvente, la ausencia de naftoductos, problemas en la carretera y costos por fletes, siempre motivan el deseo de contar con otras alternativas que podrían ser viables como:

- ✓ Dilución con emulsión: consiste en crear una fórmula que permita disminuir la viscosidad, mediante la combinación de crudo pesado con una mezcla de agua y elementos químicos que permita la elaboración de la mezcla, transporte y posterior separación de una forma fácil.
- ✓ *Tracing* Eléctrico: se usa para calentar y/o mantener la temperatura en tuberías de transporte de crudos pesados, extrapesados y parafínicos, con el propósito de facilitar el flujo de esta clase de crudos con un menor requerimiento de presión debido a la disminución de su viscosidad.

- ✓ Mejoramiento del crudo pesado dentro del yacimiento: antes de transportar el crudo, se mejora, lo cual consiste en tratarlo fisicoquímicamente de tal manera que se mejore su °API a un valor de al menos 18. La ruta de mejoramiento de crudos pesados y residuos se realiza por dos vías: a través de procesos de conversión mediante reacciones catalíticas y por conversiones mediante craqueo térmico (viscorreducción, coquización retardada, desasfaltado por solventes).
- ✓ Transporte por flujo anular: es una de las técnicas más novedosas para el transporte de crudos pesados y extrapesados. Esta técnica se basa en la modificación del patrón de flujo para alcanzar la migración del agua hacia las paredes de la tubería y, en consecuencia, el crudo viaja en el centro del anillo formado por ella (Buitrago *et al.*, 2012).

1.4.3 Importancia del petróleo pesado.

La disminución del suministro de petróleo, los altos precios de la energía y la necesidad de renovar las reservas, están impulsando a las compañías petroleras a la explotación de yacimientos de petróleo pesado. Los petróleos pesados y viscosos presentan desafíos en el análisis de fluidos y dificultades para la recuperación, que están siendo superados con la nueva tecnología y las modificaciones de los métodos desarrollados para los petróleos convencionales (Belani, 2010).

La mayor parte de los recursos de petróleo a nivel mundial corresponde a hidrocarburos viscosos y pesados, que son más difíciles y caros de producir y procesar. Generalmente, mientras más pesado o denso es el petróleo crudo, menor es su valor económico. Las fracciones de crudo más livianas y menos densas, derivadas del proceso de destilación simple, son las más valiosas. Los crudos pesados tienden a poseer mayores concentraciones de metales y otros elementos, lo que exige más esfuerzos y dificultades para la extracción de productos utilizables y la disposición final de los residuos. Con la gran demanda existente de petróleo en el mundo y los altos precios del mismo, la atención de la industria en muchos lugares se está desplazando hacia la explotación de petróleo pesado. Los petróleos de 10 °API o menor densidad se conocen como extrapesados, ultrapesados o superpesados debido a que son más densos que el agua. Si bien la densidad del petróleo es importante para evaluar el valor

del recurso y estimar el rendimiento y los costos de refinación, la propiedad del fluido que más afecta la productividad y la recuperación es la viscosidad del petróleo.

Como el petróleo pesado es menos valioso, más difícil de producir y de refinar que los petróleos convencionales, surge la pregunta acerca del porqué el interés de las compañías petroleras en comprometer recursos para extraerlo. La primera parte de la respuesta, que consta de dos partes, es que, ante la coyuntura actual, muchos yacimientos de petróleo pesado ahora pueden ser explotados en forma rentable y lo otro es que estos recursos son abundantes. El petróleo convencional representa solo un 30% aproximadamente de ese total, correspondiendo el resto a petróleo pesado, extrapesado y bitumen. El petróleo pesado promete desempeñar un rol muy importante en el futuro de la industria petrolera y muchos países están tendiendo a incrementar su producción, revisar las estimaciones de reservas, comprobar las nuevas tecnologías e invertir en infraestructura, para asegurarse de no dejar atrás sus recursos de petróleo pesado (Belani, 2006).

1.5 Medios de transporte del petróleo (oleoductos, buques tanque, camiones cisterna).

Según González, (2014) el petróleo a nivel mundial se mueve generalmente a través de oleoductos y buques tanque. Estos tubos kilométricos y estos barcos colosales transportan el crudo a refinerías y países alrededor del mundo.

En los inicios de la industria petrolera en 1860 John D. Rockefeller transportaba su cargamento de los pozos a las refinerías y de las refinerías a las ciudades por medio de trenes. Un conflicto entre *Standard Oil* y las compañías de trenes impulsó la inventiva de Rockefeller al máximo produciendo los primeros oleoductos. Tuberías de acero transportaban el oro negro de *Standard Oil* de los pozos a las refinerías, ahorrándole miles de dólares en transportes. En 1866, universalmente se adoptó la llamada “regla de Virginia Occidental”, la cual establecía el barril para cargar petróleo como un recipiente hermético capaz de contener 40 galones y un margen de “dos galones más a favor del comprador”. Esta regla se mantiene hasta la actualidad, sin embargo, ya no se utiliza el barril de madera para esta función, solamente es usado como símbolo y referencia de volumen de la industria petrolera.

En la actualidad, el paso siguiente a la explotación de un yacimiento petrolífero es el transporte del crudo a un sitio de almacenamiento. Esto se realiza por oleoductos pequeños y se almacena en tanques para después llevarlos a un lugar de refinamiento. (González, 2014).

1.5.1 Oleoductos.

Los oleoductos se emplean para el transporte del petróleo a grandes distancias. Esta es la manera más rápida de transportar grandes cantidades de crudo y derivados en tierra o en agua. Comparados con los ferrocarriles, tienen un coste menor por unidad y también mayor capacidad.

1.5.2 Buques tanque.

El transporte de petróleo que recorre el mundo tiene un problema, no puede cruzar océanos debido al alto costo y los riesgos que implica. En ese punto la industria petrolera cuenta con flotas de buques tanque (buques petroleros), dedicados al transporte de petróleo y sus derivados. Estas enormes embarcaciones van donde los oleoductos no pueden, recorriendo mares y océanos, transportando el petróleo a lugares remotos o a países de difícil acceso (González, 2014).

1.5.3 Camiones cisterna.

La distribución de productos petroleros, generalmente los combustibles para automóvil, el gas y el querosén para aviación, exigen ser trasladados para su distribución hacia el consumidor final. Esto se realiza mediante complejos sistemas de poliductos, plantas terminales de almacenaje que lo reciben y camiones de transporte especiales que, finalmente lo entregan en las estaciones de servicios. Los camiones cisterna generalmente tienen una gran capacidad de carga de combustibles (decenas de miles de litros) y están dotados de sistemas especiales para la recuperación de gases y dispositivos electrónicos que permiten medir permanentemente la carga de combustibles recibida, en tránsito y despachada. Este es un medio de transporte muy usado para petróleo crudo debido a que presenta, en ocasiones, una elevada viscosidad y no es posible su trasiego por las tuberías.

1.6 Calentamiento del petróleo crudo.

La manipulación del petróleo crudo debido a su alta viscosidad, requiere de calentamiento para facilitar su movimiento a través de redes de tuberías.

1.6.1 Necesidad de calentar o enfriar el crudo.

Los tanques constituyen un importante apartado entre los equipos utilizados en las plantas de procesos y en plantas químicas en general. Son empleados para almacenar la materia prima de los procesos, guardar temporalmente los productos intermedios que se generan en cada unidad de proceso o simplemente, almacenar temporalmente los productos creados, listos para su despacho.

Es frecuente encontrarse que estos líquidos son difíciles de manejar porque poseen una elevada viscosidad. Por lo general, esta viscosidad puede disminuir muchísimo si elevamos la temperatura del líquido, lo que ahorra grandes cantidades de energía en el bombeo del trasiego, transporte y proceso. Por otro lado, existen aquellos casos que precisan de una temperatura fría con objeto de evitar fenómenos como la polimerización, reacciones indeseadas o simple degradación del producto (Sarti, 2017).

1.6.2 Etapas para la elección del método de calentamiento.

Etapa 1:

Determinación del balance térmico, que no es más que el calor que se pierde desde el tanque a la atmósfera en el caso de calentamiento o calor que se gana desde la atmósfera al tanque en el caso de enfriamiento. Este proceso de cálculo es sencillo de realizar dentro de los métodos tradicionales de la Termotecnia.

Etapa 2:

Seleccionar el método más adecuado a emplear en función del calor a reponer o extraer, de los medios disponibles en la planta para calentar o enfriar, del tipo de fluido a manejar y de otros aspectos.

1.6.3 Sistemas de calentamiento y enfriamiento empleados.

Los sistemas de intercambio de calor a emplear se dividen en dos grandes grupos principales:

Métodos Directos:

- ✓ Básicamente se emplea el vapor de agua, donde unas veces usa el calor latente de condensación y otras, el calor sensible o ambas.

Métodos Indirectos:

- ✓ Traceado de vapor, con o sin aislamiento.
- ✓ Calentamiento o enfriamiento con haz de tubos internos.
- ✓ Encamisado de vapor.
- ✓ Calentamiento o traceado eléctrico.
- ✓ Calentamiento o enfriamiento externo mediante la circulación de líquidos.
- ✓ Enfriamiento exterior mediante recompresión de vapor de agua.
- ✓ Otros, entre los que cabe mencionar la elección de dos o más métodos anteriores como los serpentines de calentamiento por vapor y el *heat tracing* por vapor.

Según indica Sarti, (2017) cada uno de los métodos antes indicados tiene singularidades que los hacen aptos o no para determinados líquidos y condiciones ambientales.

1.6.4 Inyección directa de vapor de agua.

En los fenómenos de vapor - condensado, este método de transferencia de calor es de gran eficacia porque permite utilizar el calor sensible y calor latente de condensación del vapor de agua. Sin embargo, no todos los fluidos permiten este método de calentamiento por inyección directa porque el condensado se incorpora al líquido del tanque y podría ser inapropiado. La presencia de agua implica también dilución del líquido y este aspecto puede ser también un inconveniente. La instalación de inyección directa de vapor y el sistema de control es muy simple. Una válvula de control regula la cantidad de vapor en función de la señal que recibe del controlador de temperatura (Sarti, 2017).

1.6.5 Calentamiento mediante serpentines interiores.

De acuerdo a lo expuesto por Sarti, (2017) este es el método más empleado en tanques de recepción de productos petrolíferos, tanto si el objetivo es compensar las pérdidas de calor durante el almacenamiento como si se trata de mejorar la viscosidad después de paradas prolongadas. Los serpentines se sitúan en la base del tanque y cerca de las

paredes y a diversas alturas. Si la temperatura del fluido a la entrada al tanque puede variar sensiblemente, es necesario disponer de agitadores que eviten la estratificación y homogenicen la temperatura. Este método proporciona mayor flexibilidad para adaptarse a diferentes situaciones de demanda de calor que el resto de los sistemas.

Según Perry, (1999) el vapor es por mucho, el más común de los medios de calentamiento en los servicios de transferencia de calor, pero, a su vez, introduce algunas dificultades: 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 causa daños, por lo que las líneas de condensado deben conectarse con bastante cuidado.

1.7 Bombas más empleadas en el trasiego de petróleo crudo.

A nivel mundial, en la industria del petróleo las bombas más empleadas para el trasiego de crudo son las bombas rotatorias de desplazamiento positivo, diseñadas con el objetivo de 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 (Vera, 2013).

1.7.1 Clasificación de bombas

Según plantea Volk, (2014) hay muchas formas de clasificar las bombas: de acuerdo con su función, sus condiciones de servicio, materiales de construcción, etc. La industria de bombas de los Estados Unidos, la Asociación de Comercio, el Instituto Hidráulico, han clasificado las bombas de la siguiente manera:

Principio de adición de energía.

La primera clasificación es según el principio por el cual se agrega la energía al líquido. Hay dos clases amplias de bombas, que se definen a continuación.

- ✓ Cinética.

En una bomba cinética, también llamada rotodinámica, la energía se agrega continuamente al líquido para aumentar su velocidad. Cuando la velocidad del líquido es subsecuentemente reducida, esto produce un aumento de presión. Aunque hay

varios tipos especiales de bombas que entran en esta clasificación, en su mayor parte entran las bombas centrífugas.

✓ Desplazamiento positivo.

En una bomba PD (Desplazamiento Positivo), la energía se agrega periódicamente al líquido mediante la aplicación directa de una fuerza a uno o más volúmenes móviles de líquido. Esto causa un aumento de la presión hasta el valor requerido para mover el líquido a través de puntos en la línea de descarga. Los puntos importantes aquí son que la adición de la energía es periódica (no continua) y hay una aplicación directa de fuerza al líquido. Esto se visualiza más fácilmente a través del ejemplo de una bomba de pistón o émbolo recíproco. Como el pistón o el émbolo se mueve hacia adelante y hacia atrás en el cilindro, ejerce una fuerza directamente sobre el líquido, lo que provoca un aumento de la presión del líquido.

¿Cómo se logra la adición de energía?

El segundo nivel de clasificación de bombas tiene que ver con los medios por los cuales se implementa la adición de energía. En la categoría cinética, la disposición más común es la bomba centrífuga. Otros arreglos incluyen turbinas regenerativas (también llamadas bombas periféricas) y bombas especiales como bombas de chorro que emplean un reductor para sacar el agua de un pozo. En la categoría de DP, las dos subcategorías más comunes son de reciprocidad y bombas rotativas.

Geometría utilizada.

Los niveles restantes de clasificación de las bombas tratan la geometría específica utilizada. Con las bombas centrífugas, las variaciones de geometría tienen que ver con el soporte del impulsor (impulsor voladizo contra impulsor entre cojinetes), la orientación del rotor, el número de impulsores o etapas, cómo la bomba está acoplada al motor, al sistema de cojinetes de la bomba y a la bomba. La carcasa está configurada y los arreglos de montaje de la bomba. Con las bombas PD, existen muchos tipos diferentes de bombas rotativas y reciprocantes, cada una con una única geometría.

1.7.2 Bombas PD

Las bombas PD merecen un poco de atención. Una de las primeras decisiones que debe hacerse al diseñar un sistema y aplicar una bomba es la selección del tipo de bomba adecuada. El primer tema es la decisión general de si la bomba debe ser del tipo

centrífuga o de tipo PD. Las encuestas a los ingenieros de equipos y usuarios de bombas indican que la mayoría de ellos tienen una fuerte preferencia por las bombas centrífugas sobre las bombas PD (sin la hidráulica, las condiciones son tales que cualquiera de los dos tipos puede ser considerado). Muchas razones son dadas por esta preferencia por las centrífugas, pero la mayoría están relacionadas con la creencia que las bombas centrífugas son más confiables y requieren menor gasto en cuanto al mantenimiento. Las bombas centrífugas suelen tener menos piezas móviles, no tienen válvulas de retención asociadas con las bombas (como lo hacen las bombas PD recíprocas), produce pulsaciones mínimas de presión y no tiene contacto mediante el roce y no están sujetos a la carga de fatiga de los rodamientos y sellos que produce el aspecto periódico de muchas bombas de PD. Las bombas centrífugas deben considerarse primero cuando se aplica una bomba, pero no siempre son adecuados para la aplicación (Volk, 2014).

1.7.3 Selección de una bomba de PD

Esta preferencia por las bombas centrífugas sobre las PD no es ciertamente el caso, y de hecho, hay ciertos criterios de aplicación que exigen el uso de una bomba de PD. Los siguientes son algunos criterios claves de aplicación que conducen a la selección de una bomba de PD sobre una bomba centrífuga:

- ✓ Alta viscosidad.
- ✓ Autoaspirante.
- ✓ Alta presión.
- ✓ Flujo bajo.
- ✓ Alta eficiencia.
- ✓ Baja velocidad.
- ✓ Bajo cizallamiento.
- ✓ Capacidad de manejo de sólidos frágiles.
- ✓ Bombeo sin sellado.
- ✓ Medición de flujo precisa y repetible.
- ✓ Flujo constante / presión variable del sistema.
- ✓ Flujo bifásico.

1.8 Conclusiones parciales.

1. La industria del petróleo clasifica el crudo por la ubicación de su origen y por su peso o viscosidad relativa ("ligero", "intermedio" o "pesado").
2. En la industria petrolera el vapor es el medio de calentamiento más utilizado para calentar el crudo en los tanques de almacenamiento.
3. Las bombas más utilizadas para el trasiego de crudo son las de desplazamiento positivo.

Capítulo 2. Materiales y métodos.

En este capítulo primeramente se hace una breve caracterización tecnológica del proceso en el área 3 de la División Territorial de Comercialización de Combustibles Matanzas. Se realiza una evaluación de la problemática del proyecto, la recepción de petróleo crudo de alta viscosidad en pailas (camiones cisternas) proveniente de la Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo Occidente (EPEP Occidente), que provoca dificultades principalmente en el funcionamiento de las bombas. Luego se propone la instalación de nuevos equipos que integran el proceso de recepción y calentamiento para mejorar los parámetros de transporte de crudo. Se describen las metodologías empleadas para el diseño de los tanques de almacenamiento del crudo, la selección de las bombas a utilizar para las nuevas condiciones de operación, el cálculo del área de transferencia de calor de los serpentines de calentamiento y, por ende, la cantidad de vapor a consumir. Finalmente, para la aprobación de la propuesta se hace una evaluación técnica - económica de la misma.

En el diagrama que se muestra seguidamente se define los pasos de la metodología a desarrollar:

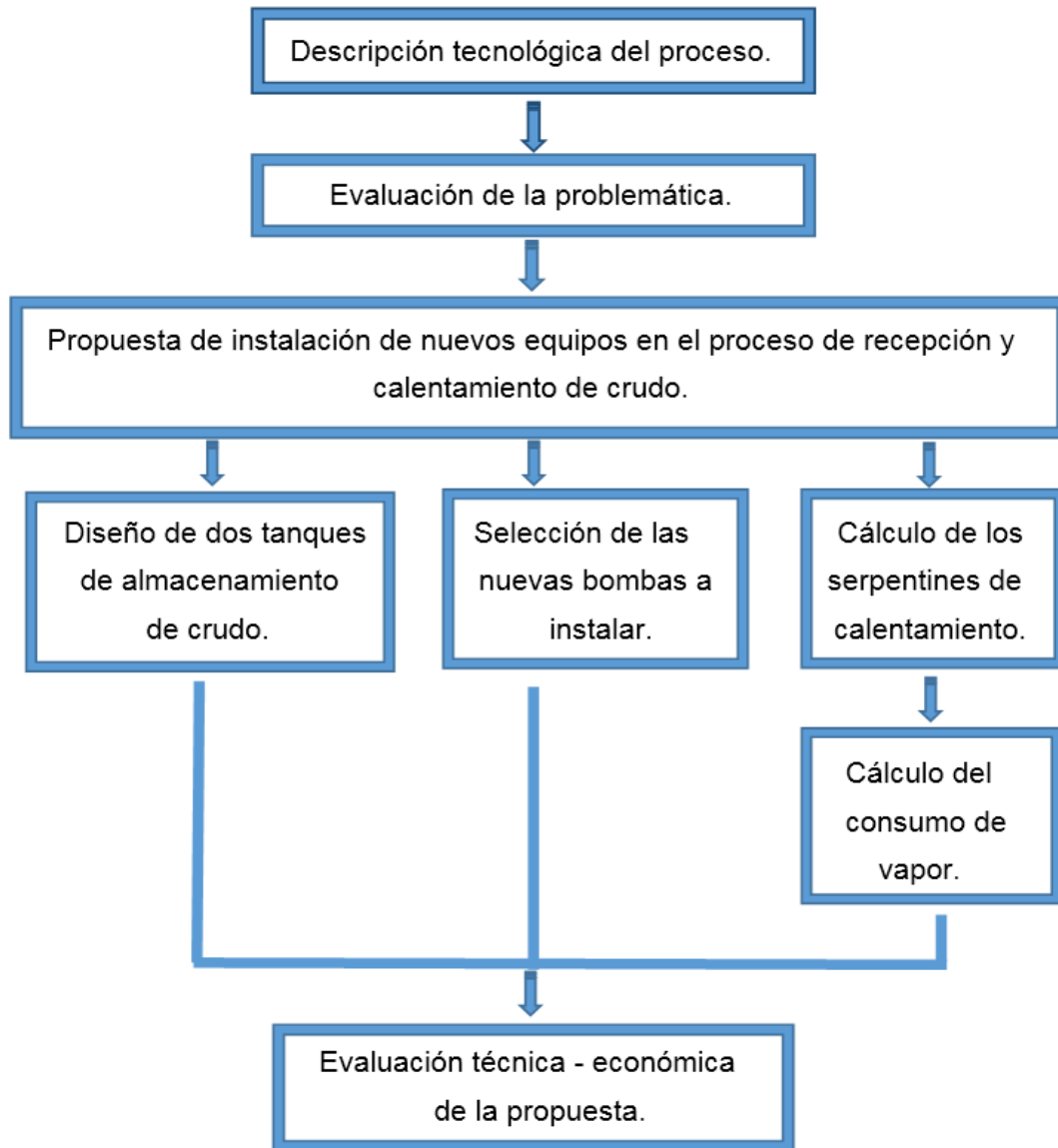


Figura 2.1: Pasos metodológicos de la propuesta.

2.1 Caracterización de la División Territorial de Comercialización de Combustibles Matanzas.

El 18 de noviembre de 2018, se dispuso por el MEP (Ministerio de Empresas del Petróleo) la autorización para la fusión de las 13 Empresas Comercializadoras de Combustibles, integradas a la Unión Cubapetróleo, dando como resultado la creación de la Empresa Nacional Comercializadora de Combustibles (ENCC). Mediante la Resolución No. 3 /2019 la ENCC crea la División Territorial de Comercialización de

Combustibles Matanzas, la cual tiene como misión, visión y objeto empresarial lo siguiente:

Misión: Comercializar y brindar servicios especializados asociados al combustible y sus derivados en el territorio nacional, con estándares de calidad certificados y un capital humano calificado, con sentido de pertenencia, que asegure la competitividad, seguridad ambiental y satisfacción para nuestros clientes.

Visión: Ser reconocidos por la excelencia en la comercialización de combustibles y sus derivados mediante la implementación y mejora continua del Sistema Integrado de Gestión Empresarial, logrando una posición innovadora con un eficiente trabajo en equipo que supere las expectativas de los clientes.

Objeto Empresarial: Comercializar hidrocarburos y sus derivados.

La División Territorial de Comercialización de Combustibles Matanzas está formada por una dirección y 9 áreas de trabajo, entre las cuales se encuentra el área de operaciones, donde se realiza este trabajo, específicamente en la Base de Crudo y Suministro.

2.1.1 Descripción del proceso tecnológico.

La Base de Crudo y Suministro es el área que abarca más instalaciones de la Empresa y a su vez está dividida en varias secciones. El objetivo de la Base es recibir, almacenar, y entregar productos (petróleo crudo nativo, nafta y *fuel oil*). La recepción se realiza por oleoductos, pailas y buques tanques para el caso de 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 trasiega hacia la Terminal 320 (T-320) (otra área de la División), donde se cargan camiones y se entrega el *fuel oil* a los grupos electrógenos de Planta Martí. También se cargan vagones de ferrocarril con petróleo crudo nativo desde la estación de bombas del área 1-1.

En el siguiente esquema se muestran las subdivisiones del área:

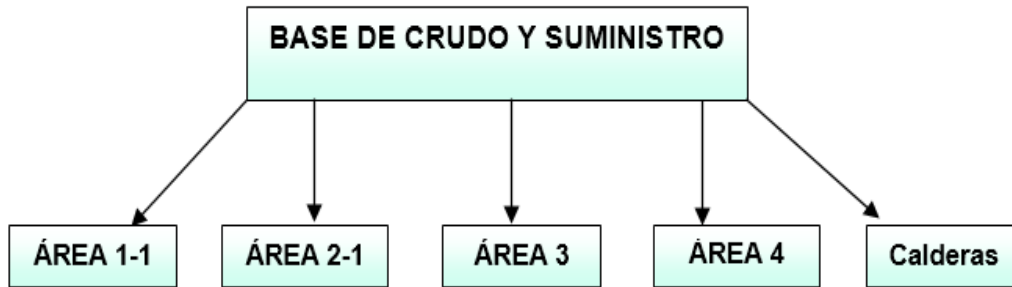


Figura 2.2: Estructura organizativa de la Base de Crudo y Suministro.

A continuación se describen cada una de estas áreas.

2.1.2 Base de Crudo y Suministro.

El área 1-1 está compuesta por tres tanques receptores de crudo que son el 27, 28 y 29. El crudo se recibe de las productoras EPEP Centro y EPEP Occidente, siendo enviado a esos tanques, pasando previamente por un intercambiador de calor que puede ser el IE 117 o el IE 118, para elevar la temperatura hasta 50 °C. Los tanques están provistos de serpentines de vapor para mantener la temperatura, debido a que como no están aislados térmicamente hay pérdidas de calor por intercambio con el medio ambiente. En estos momentos los serpentines 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 termoeléctricas del país (Felton, Mariel, Santiago de Cuba, Nuevitas y Cienfuegos). Para la entrega por buques el producto se hace pasar a través 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 inyectar de nafta solvente donde se adiciona la cantidad necesaria para reducir la viscosidad del crudo al valor solicitado por el cliente. En este mismo punto se le añade un aditivo químico (Bycosín) que es un dispersante de asfaltenos, para evitar que estos precipiten y formen inquemados en las calderas. De los filtros va a las bombas que son de 660 m³/h y están conectadas en paralelo (existen tres bombas, pero funcionan una o dos

según los requerimientos del proceso). A la salida de las bombas se encuentran instalados dos intercambiadores de calor 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 °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).

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

Otra operación que se hace es la carga de vagones de ferrocarril, la cual se realiza alineando el sistema de la misma forma que para el resto de las entregas, pero después de los intercambiadores se pasa el producto hacia la línea de 20 pulg de diámetro que lo conduce hasta el cargadero de ferrocarril, situado en la T-320. Esta operación se controla por la Terminal para evitar derrames de crudo.

Las áreas 3 y 4 tienen como función la recepción de los oleoductos y el almacenamiento de productos para el suministro de las CTE Antonio Guiteras y Este Habana (Santa Cruz). Este es bombeado a las termoeléctricas en la estación 2-1 que tiene para cada CTE dos filtros, 4 bombas y un intercambiador de calor, que garantizan el bombeo continuo para mantener la cobertura necesaria en las termoeléctricas.

La Base de recepción de crudo o área 3 está destinada a la recepción del crudo proveniente de los pozos desde Puerto Escondido hasta Jaruco, por pailas que descargan en los tanques 71 y 72, que a su vez están conectados para entregar por gravedad a los tanques 27, 28 y 29. 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 (Lozano, 2018).

Esta área está compuesta por:

- ✓ Dos tanques: 71 y 72, de 400 m³ de capacidad cada uno.
- ✓ Un intercambiador de calor de tubos y coraza (IE-117).

- ✓ Tuberías tecnológicas.
- ✓ Área de descargadero compuesta por dos bandejas para pailas
- ✓ Área de estación de rascadores de EPEP Centro y EPEP Occidente.

La misma aparece reflejada en el anexo 1.

El área 4 está destinada a la recepción de PCN y PCNm por oleoductos procedente de las productoras o las mezclas que se preparan a partir de los tanques de PCN con solventes. Además, desde los tanques de esta área se puede trasegar producto a los oleoductos de las CTE Antonio Guiteras y Santa Cruz, así como a la T-320 y a los muelles Frank País y Bayona (Fleitas, 2018).

Esta área está compuesta por:

- ✓ Cuatro tanques: 33, 34, 35 y 36, de 10 000 m³ de capacidad cada uno.
- ✓ Un tanque: el 37, de 50 000 m³ de capacidad.
- ✓ Tuberías y válvulas tecnológicas.

2.2 Evaluación de la problemática, la recepción de crudo de alta viscosidad por pailas.

El petróleo crudo que se recibe por pailas en la División Territorial, proveniente de EPEP Occidente, en ocasiones posee valores de viscosidad superiores a los 3000 cSt y entre 25 – 30°C de temperatura. La instalación de la Base de Crudo y Suministro está diseñada para procesar crudo de 1400 cSt a 50 °C, por lo que la recepción de producto más frío y con mayor viscosidad ocasiona problemas de bombeo en las operaciones de entrega a buques tanques y mezclas, ya que las bombas cavitan. Esto se debe entre varios factores, al tipo de yacimiento que se está explotando, y se prevé que en un futuro cercano se incremente la cantidad de crudo recibido por pailas con estas características, lo cual no sería posible procesar con las instalaciones existentes. También el crudo procedente de los oleoductos se recibirá con alta viscosidad, y para la solución de esta problemática existe una inversión aprobada por la Unión Cupet que se encuentra en fase de proyecto por parte de la EIPP (Empresa de Ingeniería y Proyectos del Petróleo).

En la actualidad el crudo se recibe a 1400 cSt y la reducción de viscosidad del producto recibido por oleoductos y pailas hasta el valor pactado por el cliente se realiza en un área de preparación de mezclas destinada a tal operación (área 1-1), donde, una vez

que se procesa el crudo, se envía a los tanques de almacenamiento del área 4, lo que implica un gasto adicional de energía por rebombeo del producto desde un área a otra. Con la ejecución del nuevo proyecto aprobado para el crudo procedente de oleoductos, se instalarán intercambiadores de calor y un *skid* de mezclado que permitirán adecuar las características del mismo a los parámetros requeridos para las instalaciones del área (Gastón y Ferrer, 2016).

Teniendo en cuenta lo anterior y la tendencia actual de recepción de crudo por pailas con una temperatura inferior a la establecida y con mayor viscosidad, es necesario realizar modificaciones tecnológicas que permitan mejorar la calidad del crudo recibido por esta vía e incorporarlo al área destinada a la reducción de viscosidad del crudo procedente de los oleoductos, que está en fase de proyecto sin utilizar las bombas de la estación 1-1 para, de esta forma, darle el mismo tratamiento al crudo recibido por ambas vías y evitar las dificultades con el bombeo de la estación 1-1.

2.3 Propuesta de instalación de nuevos equipos en el proceso de recepción y calentamiento de crudo por pailas.

En etapas anteriores se estudió la posibilidad de procesar crudo a esta misma viscosidad procedente de los oleoductos, pero en este caso se recibe por pailas en un descargadero, del cual va directamente a los tanques sin unirse con el crudo que se recibe por oleoductos. Se analiza la posibilidad de incorporar el producto recibido por pailas a ese sistema una vez procesado el mismo hasta los parámetros del crudo que se recibe por vía oleoducto. En base a ello se plantea la siguiente propuesta:

Instalación de nuevos equipos que garanticen la reducción de dicho parámetro operacional y, por tanto, mejoras en el trasiego del crudo por las diferentes áreas del proceso. Como alternativa viable ante esta problemática se propone crear un área de calentamiento del crudo que, una vez recibido en el descargadero de pailas se incorpore a esta, que cuenta con dos tanques de almacenamiento ubicados en paralelo, provistos de serpentines de vapor para aumentar la temperatura del producto hasta 45 °C en 48 horas y disminuir la viscosidad hasta encontrarse por debajo de los 3000 cSt. Una vez concluida esta operación, el crudo es impulsado mediante dos bombas de tipo desplazamiento positivo e incorporado a la línea del oleoducto proveniente de EPEP Centro y Occidente (Ver anexo 2).

Esta propuesta tiene las siguientes ventajas:

- ✓ Permite procesar el crudo de alta viscosidad en el área 3 sin peligro de cavitación para las bombas.
- ✓ Se aprovechan instalaciones existentes de la División (Proyecto de calentamiento de crudo recibido por vía oleoducto).
- ✓ Reducción del consumo eléctrico por concepto de trabajo de las bombas de la estación 1-1, disminuyendo así el costo de utilidades.
- ✓ El aumento del volumen de crudo recibido por pailas y, por tanto, el incremento del valor de la producción.

Desventajas:

- ✓ Se necesita una nueva inversión.
- ✓ Requiere un aumento del consumo de vapor.

2.4 Metodología para el cálculo de las dimensiones de los tanques de almacenamiento de crudo.

Para llevar a cabo esta propuesta, primeramente, se realiza una inspección visual para determinar el lugar apropiado donde se ubicarán los equipos a instalar, aprovechando el área que actualmente ocupan los tanques 71 y 72 de crudo procedente del descargadero. Se propone sustituirlos por dos tanques nuevos (75 y 76) de 2000 m³ de capacidad cada uno, teniendo en cuenta que los planes futuros contratados con la EPEP Occidente son de recibir crudo a un caudal de 500 a 700 m³/día. Una vez identificada el área disponible para ubicar los tanques, se fija un diámetro de 15,18 m y se calcula la altura requerida despejando este término en la ecuación que se muestra a continuación para el volumen que se espera manipular de acuerdo a lo pactado con el cliente:

$$V = \frac{\pi D^2 H}{4} \quad (2.1)$$

Donde:

V : Volumen del tanque (m³).

D : Diámetro del tanque (m).

H : Altura del tanque (m).

Los tanques de almacenamiento diseñados son verticales de techo fijo y plano, cuentan con una tubería de entrada y una de salida para controlar el flujo del crudo. También

disponen de válvulas de presión y vacío para garantizar que el tanque se mantenga a presión atmosférica, un registro de medición, una línea de drenaje, escalera y un sistema de seguridad con agua de enfriamiento y espuma en caso de incendio.

La tubería de entrada de los tanques sería la misma existente, por estar en buen estado técnico y tener el diámetro adecuado para que el crudo fluya por gravedad, aspecto que ha sido comprobado con el crudo recibido hasta el momento con estas características. A la salida de los tanques se propone utilizar nuevas líneas que conducen el crudo a las bombas, las que tendrán el diámetro apropiado de acuerdo a los requerimientos del sistema.

2.5 Metodología empleada para el cálculo y la selección de las nuevas bombas a instalar.

Existe una serie de problemas tecnológicos en la Base de Crudo y Suministro, entre los que se encuentra las dificultades con los equipos de bombeo debido a la recepción de crudo de alta viscosidad, por ende, se hace necesario la instalación de un área para aligerar este crudo viscoso. Para ello se determina si las bombas existentes en los almacenes de la División son capaces de manipular correctamente el flujo requerido bajo estas nuevas condiciones de operación. Los tres factores fundamentales que definen si una bomba está en condiciones de manipular cierto flujo cumpliendo con los requisitos técnicos requeridos son: que el caudal (q) de operación esté dentro del rango de operación de la bomba, que la carga (H_b) a manipular sea la correspondiente al caudal requerido según la curva de la bomba, dada por el fabricante de la misma, y que la carga neta de succión positiva (NPSH) del sistema sea mayor que el NPSH de la bomba requerido por el fabricante; pues de lo contrario dicha bomba cavitaria. En caso de que alguno de estos factores no se cumpla, es necesario seleccionar otra bomba que sea capaz de trabajar cumpliendo con los mismos. De no ser así, se varía las condiciones del fluido, de manera tal que posibilite a las bombas en estudio cumplir con los requisitos antes mencionados.

Para evaluar estas bombas lo primero que se calcula es la carga del sistema para compararla con la carga de la bomba dada por el fabricante. Para ello se utiliza la Ecuación del Balance de Energía Mecánica. Dicha ecuación se aplica entre dos puntos del sistema. La misma queda expresada de la forma siguiente:

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

Donde:

H_b : Carga de la bomba (m).

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

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

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

P_1 y P_2 : Presión del fluido en los puntos 1 y 2 (Pa).

α_1 y α_2 : Coeficientes de energía cinética en función del régimen de flujo.

Para $Re \leq 2100$: Régimen de flujo laminar, $\alpha = 2$

Para $2100 < Re < 4000$: Régimen de flujo de transición, $1,03 < \alpha < 1,08$

Para $Re > 4000$: Régimen de flujo turbulento, $\alpha = 1$

Después se despeja H_b de esta ecuación, donde el punto 1 es en la superficie del tanque y el 3 en el final del bombeo, o sea, en la intercepción de la línea de entrada de los oleoductos y queda de la siguiente forma:

$$H_b = z_3 + \frac{\alpha_3 v_3^2}{2g} + \frac{P_3}{\rho g} + \sum hf_{1-3} - z_1 - \frac{\alpha_1 v_1^2}{2g} - \frac{P_1}{\rho g}$$

Conociendo el flujo (q) y diámetro de la tubería (D), la velocidad del fluido puede determinarse mediante la expresión siguiente:

$$v = \frac{4q}{\pi \cdot D^2} \quad (2.3)$$

El número adimensional de Reynolds se obtiene mediante la Ecuación 2.9 de Rosabal y Garcell, (2006).

Las pérdidas por fricción totales del sistema se determinan como:

$$\sum hf = hf_{tubería} + hf_{accesorios} \quad (2.4)$$

Donde las pérdidas por fricción en la tubería se calculan:

$$hf_{tubería} = f \frac{Lv^2}{2gD} \quad (2.5)$$

Donde:

L: Longitud de la tubería (m).

f: Factor de fricción, depende del régimen de flujo.

Para flujo laminar el factor de fricción se determina como:

$$f = \frac{64}{Re} \quad (2.6)$$

Para régimen turbulento, el factor de fricción se determina mediante la Figura 3.9 de Rosabal y Garcell, (2006) en función de Re y de la rugosidad relativa (ε) (Ver anexo 3) y mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left[\frac{\varepsilon}{3.7} + \left(\frac{6.81}{Re} \right)^{0.9} \right] \quad (2.7)$$

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

$$\varepsilon = \frac{e}{D} \quad (2.8)$$

La rugosidad absoluta (e) puede encontrarse en la Tabla 9 de Rosabal y Garcell, (2006) y depende del material de la tubería (las tuberías con las que se trabaja son de acero al carbono).

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

$$hf_{\text{accesorios}} = \frac{\sum Kiv^2}{2g} \quad (2.9)$$

El valor del coeficiente de resistencia local (K_i) para flujo turbulento y laminar se determina en la Tabla 3.1 y mediante la Figura 3.24 de Rosabal y Garcell, (2006) respectivamente. También los coeficientes de resistencia local para flujo laminar se pueden encontrar en McCabe y Smith, (1979). Cada tipo de accesorio tiene un valor de este coeficiente.

Para determinar el NPSH del sistema se emplea la siguiente expresión:

$$NPSH_{\text{sistema}} = \frac{P_s - P_v}{\rho g} \quad (2.10)$$

Donde:

P_s : Presión de entrada o de succión de la bomba (Pa).

P_v : 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).

Para determinar la presión de entrada o de succión de la bomba es necesario realizar otro balance de energía mecánica una vez analizado el sistema de flujo de fluido correspondiente, empleando para ello nuevamente la Ecuación del Balance de Energía Mecánica.

Ubicando esta vez el punto 2 a la entrada de la bomba y despejando la presión de succión se obtiene:

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

Siendo:

$H_b = 0$ (Porque en el tramo evaluado no hay bomba).

La presión de vapor del fluido puede ser obtenida de Perry, (1999).

Se utilizó el software Microsoft Excel para facilitar los cálculos.

2.6 Metodología para el cálculo del área de transferencia de calor del serpentín.

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

Como primer paso se calcula la cantidad de calor que hay que suministrarle al crudo para calentarlo de 25 a 45 °C y mantenerlo a esa temperatura.

2.6.1 Cálculo de calor necesario a suministrarle al tanque para mantener el producto a 45 °C.

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

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

La transferencia de calor en un líquido almacenado en tanques ocurre por convección natural. La cantidad de calor transferida depende de las propiedades del líquido, la diferencia de temperatura entre la superficie y el líquido y la orientación de la superficie. El coeficiente de transferencia de calor por convección natural se expresa según la Ecuación 3 de Exxon, (2016).

$$h_{nc} = C \left(\frac{k_f}{L} \right) (Gr \cdot Pr)^n \quad (2.11)$$

Donde:

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

C : Constante (Ver Tabla A).

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

L : Altura de la superficie vertical (m).

n : Constante (Ver Tabla A).

(Gr · Pr): Producto de los números Grashof y Prandtl:

$$Gr \cdot Pr = \frac{10^3 g \beta \rho^2 c_p L^3 (T_f - T_a)}{\mu_f k_f} \quad (2.12)$$

Donde:

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

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

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

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

T_f : Temperatura del fluido (°C).

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

μ_f : Viscosidad absoluta del fluido, cP (Pa · s), evaluada a la temperatura de la película.
 Las propiedades del fluido son evaluadas a la temperatura de la película, $(T_f + T_a) / 2$, (°C).

Los valores de C y n aparecen en la **Tabla A** que aparece a continuación:

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

Fuente: Exxon, (2016).

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

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

El coeficiente de transferencia de calor para aire fluyendo alrededor de un tanque cilíndrico se calcula por la Ecuación 5 de Exxon, (2016).

$$h_{fc} = (1,46 \times 10^4) \left(\frac{k_a}{\sqrt{v_a}} \right) \sqrt{\frac{V}{D}} + (1,26 \times 10^3) \left(\frac{k_a}{v_a} \right) V \quad (2.13)$$

Donde:

h_{fc} : Coeficiente de transferencia de calor por convección forzada (W/m² °C).

k_a : Conductividad térmica del aire (W/m °C), a la temperatura promedio entre el aire y la superficie del tanque (°C).

v_a : Viscosidad cinemática del aire (mm²/s), a la temperatura promedio entre el aire y la superficie del tanque (°C).

V : Velocidad del aire (m/s).

D : Diámetro exterior del tanque (mm).

T_a : Temperatura del aire (°C).

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

Una vez calculado los coeficientes de transferencia de calor por convección natural y forzada, se procede a determinar el coeficiente de transferencia de calor combinado por convección natural y forzada mediante la Ecuación 9 tomada de Exxon, (2016).

$$h_c = \sqrt{(h_{nc})^2 + (h_{fc})^2} \quad (2.14)$$

Donde:

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

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

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

2.6.1.3 Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por radiación (h_r).

El valor del coeficiente de transferencia de calor por radiación se determina mediante el gráfico 5B de Exxon, (2016) entrando con la temperatura de radiación del tanque (Ver anexo 4).

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

$$h_e = h_c + h_r \quad (2.15)$$

Donde:

h_e : Coeficiente total de transferencia de calor del lado expuesto al ambiente ($\text{W}/\text{m}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C}$).

h_r : Coeficiente de transferencia de calor por radiación ($\text{W}/\text{m}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C}$).

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

Conociendo el coeficiente de transferencia de calor del lado expuesto al ambiente se procede a calcular las pérdidas de calor por unidad de área de pared en contacto con el líquido dividiendo la diferencia de temperatura entre la superficie y el aire entre (h_e):

$$q = \frac{(T_s - T_a)}{\frac{1}{h_e}} \quad (2.16)$$

Donde:

q : Calor perdido por unidad de área de pared en contacto con el líquido (W/m^2).

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

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

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

$$Q_c = q \cdot A \quad (2.17)$$

Donde:

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

A : Área de la superficie de contacto con el líquido (m^2).

El área se calcula por la expresión:

$$A = \pi \cdot d \cdot h \quad (2.18)$$

Donde:

d : Diámetro del tanque (m).

h : Altura operacional (m).

Sustituyendo el A en la Ecuación 2.17 se calcula las pérdidas de calor de la superficie en contacto con el líquido.

Faltaría por calcular las pérdidas de calor en la superficie que no está en contacto con el líquido y las del techo.

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

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

$$Q_{sl} = U(T_s - T_a)\pi d(H_t - H_l) \quad (2.19)$$

Donde:

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

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

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

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

H_t : Altura del tanque (m).

H_l : Altura operacional (m).

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

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

$$Q_t = U (T_s - T_a) \frac{\pi}{4} d^2 \quad (2.20)$$

Donde:

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

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

$$Q_{ext} = Q_c + Q_{sl} + Q_t \quad (2.21)$$

Donde:

Q_{ext} : Pérdidas de calor totales, que es la cantidad de calor que hay que suministrarle al tanque para mantener la temperatura (W).

2.6.2 Cálculo del calor necesario para calentar el crudo de 25 a $45 \text{ } ^\circ C$.

Una vez calculada las pérdidas de calor por el intercambio con el medio ambiente se necesita calcular la cantidad de calor a suministrar para calentar el crudo de 25 a $45 \text{ } ^\circ C$ mediante la siguiente ecuación:

$$Q = m C_p (T_s - T_i) \quad (2.22)$$

Donde:

m : Masa de crudo a calentar (kg), que es el producto del volumen de crudo a calentar por la densidad a la temperatura promedio (T_f).

C_p : Calor específico del crudo a la (T_f) (kcal/kg °C).

T_s : Temperatura final (°C).

T_i : Temperatura inicial (°C).

La temperatura promedio se calcula como $T_f = (T_s - T_i)/2$.

Conocida la cantidad de calor necesario a suministrar al crudo para calentar y mantener la temperatura, se procede a calcular el área de intercambio necesario en los dos casos:

2.6.3 Cálculo del área para suministrar el calor necesario para mantener la temperatura constante a 45 °C.

Para esto se despeja el área en la ecuación que se muestra:

$$Q = U_d \cdot A_1 (T_v - T_s) \quad (2.23)$$

Donde:

Q : Q_{ext} (de la ecuación 2.21) (BTU/h).

T_v : Temperatura del vapor saturado a la presión de 4,5 kg/cm² en (°F).

T_s : Temperatura final (°F).

U_d : Coeficiente total de diseño de transferencia de calor (BTU/h pie² °F)

Cálculo de U_d :

Para el cálculo de U_d es necesario conocer el valor de U_c según Kern, (1999).

Determinación de U_c :

La expresión para determinar U_c es la que sigue:

$$U_c = \frac{h_{i0} h_0}{h_{i0} + h_0} \quad (2.24)$$

Donde:

U_c : Coeficiente total de transferencia de calor limpio (BTU/(h)(pie²)(°F)).

h_0 : Coeficiente de transferencia de calor para el fluido exterior al serpentín (BTU/(h)(pie²)(°F)).

h_{i0} : Coeficiente de transferencia de calor para el vapor (BTU/(h)(pie²)(°F)).

Cálculo de h_0 :

Para calcular el coeficiente h_0 se utiliza la ecuación siguiente según Kern, (1999).

$$h_0 = 116 \left[\left(\frac{k_f^3 \rho_f^2 c_f \beta}{\mu_f'} \right) \left(\frac{T_s - T_{des}}{d_0} \right) \right]^{0,25} \quad (2.25)$$

Donde:

k_f : Conductividad térmica a T_f (BTU/(h)(pie²)(°F/pie)).

ρ_f : Densidad del crudo a T_f (lb/pie³).

c_f : Calor específico del crudo a T_f (BTU/lb °F).

β : Coeficiente de expansión térmica a T_f (°F⁻¹).

μ_f' : Viscosidad del crudo a T_f (cP). (Según hoja de cálculo de Microsoft Excel Viscosidad y Mezcla) (Anexo 5).

T_s : Temperatura del vapor saturado (°F).

T_{des} : Temperatura de salida del crudo (°F).

d_0 : Diámetro del serpentín (pulg).

T_f : Temperatura promedio entre el vapor y el crudo (°F).

Determinación de U_d :

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

$$U_d = \frac{\left(U_c \cdot \frac{1}{R_d} \right)}{\left(U_c + \frac{1}{R_d} \right)} \quad (2.26)$$

Donde:

U_d : Coeficiente total de diseño de transferencia de calor (BTU/(h)(pie²)(°F)).

R_d : Factor de obstrucción ((h) (pie²) (°F)/BTU).

Sustituyendo el valor de U_d en la Ecuación 2.23 se calcula el área de transferencia de calor necesaria para mantener la temperatura del crudo a 45 °C.

2.6.4 Cálculo del área para suministrar el calor necesario para aumentar la temperatura desde 25 a 45 °C.

Para calcular el área se utilizan las mismas expresiones que para el cálculo del área necesaria para mantener la temperatura a 45 °C.

Para esto se despeja el área en la siguiente ecuación:

$$Q = U_d \cdot A_2 (T_s - T_i) \quad (2.27)$$

Donde:

Q : Calor necesario para calentar el crudo (BTU/h).

T_s : Temperatura del vapor saturado (°F).

T_i : Temperatura inicial del crudo (°F).

El valor de U_d se calcula con las mismas expresiones que se utilizaron para el cálculo anterior (Ecuaciones 2.24, 2.25, 2.26), utilizando las propiedades del crudo evaluados a la temperatura promedio entre la temperatura del vapor y la inicial del crudo.

El área de transferencia de calor total para el serpentín es la suma del área necesaria para calentar y para mantener la temperatura a 45 °C.

$$A_s = A_1 + A_2 \quad (2.28)$$

2.7 Metodología para la evaluación técnica – económica de la propuesta.

Según la propuesta tecnológica que se plantea, se solicitan nuevas inversiones para la adquisición de algunos de los equipos y accesorios necesarios. Mediante una evaluación técnica – económica de la propuesta, se valora la factibilidad de la nueva inversión. Estimar la rentabilidad de una inversión supone conocer si se ganará dinero en ella, es decir, si el flujo de caja obtenido compensa todos los egresos hechos, sea por inversión o costos. Según León, (2010) solamente no se debe identificar, cuantificar y valorar sus costos y beneficios, sino que se requiere también de criterios cuantitativos o indicadores económicos. Los indicadores más conocidos de acuerdo a lo expuesto en la bibliografía consultada (Brizuela, (1987) y Turton *et al.*, (1998)), son: el Valor Actual Neto (VAN), la Tasa Interna de Retorno (TIR), el Período de Recuperación de la Inversión (PRI) y el Porcentaje de Retorno (%Ret.).

2.7.1 Metodología empleada para la estimación de la inversión.

Para Porteiro, (2015) una inversión implica el consumo en un futuro inmediato de un conjunto de recursos escasos, o al menos limitados (ahorro local, divisas extranjeras, mano de obra calificada y otros) con la perspectiva de obtener como contrapartida, en un futuro cercano y durante un lapso de una cierta duración, una ventaja financiera o de otra índole: ingreso resultante de la venta de un producto, etc.

Para la estimación de la inversión se tomaron los datos de las ofertas de los equipos y accesorios existentes en el Departamento de Inversiones de la División.

2.7.2 Metodología de cálculo de los indicadores de factibilidad económica de la inversión.

El VAN se concibe como la ganancia obtenida al valor actual. El VAN de un proyecto mide, en dinero corriente el grado de mayor riqueza que tendrá el inversionista en el futuro si emprende el proyecto. Se define como el valor actualizado del flujo de ingresos netos obtenidos durante la vida útil económica del proyecto, a partir de la determinación por año de las entradas y salidas de efectivo, desde que se incurre en el primer gasto de la inversión durante el proceso inversionista hasta que concluyen los años de operación o funcionamiento del proyecto menos la inversión inicial (León, 2010).

Para el cálculo del VAN se emplea la ecuación:

$$VAN = \sum MF_{act} \quad (2.29)$$

Donde:

MF_{act} : Movimiento de fondos actualizado (\$).

El movimiento de fondos actualizado se determina como:

$$MF_{act} = \frac{MF_{acum}}{(1+i)^n} \quad (2.30)$$

Donde:

MF_{acum} : Movimiento de fondos acumulado (\$).

n : Número del año en el horizonte.

i : Interés vigente para la Empresa.

El movimiento de fondos acumulado (MF_{acum}) 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.

La Tasa Interna de Retorno (TIR) puede definirse como el porcentaje de ganancia que obtienen los inversionistas por cada unidad monetaria puesta en el negocio o que desea poner como inversión. Este criterio busca una tasa que sirva para medir los méritos del proyecto. La tasa Interna de Retorno es aquella tasa de descuento o interés que iguala el valor presente de los flujos de efectivo con la inversión del proyecto, es la tasa que hace cero el VAN. Esta tasa que se busca no depende del interés que prevalece en el mercado de dinero, es intrínseco al proyecto que se estudia y no depende de otra cosa

que no sea el flujo de efectivo del propio proyecto. (León, 2010). En este análisis la Tasa Interna de Retorno siempre se compara con la tasa de descuento o interés vigente. Sin embargo, el proceso de evaluación con la TIR requiere de más información para saber si un negocio es rentable, para ello se necesita conocer el costo de capital o el costo de los fondos puestos en el negocio. Si la TIR supera estos costos de capital, entonces se dirá que el proyecto es rentable (León, 2007).

Para el cálculo de la TIR se emplea la ecuación que aparece a continuación o se calcula mediante la función TIR del programa Microsoft Excel:

$$TIR = i_1 - \left((i_1 - i_2) \frac{VAN(+)}{VAN(+)-VAN(-)} \right) \quad (2.31)$$

Donde:

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.

El Período de Recuperación de la Inversión (PRI) marca un momento (en años, meses, días), en que los costos del proyecto se suplen con los beneficios logrados. Su determinación, a partir del flujo de caja, es como se muestra:

$$PRI = t_i + \frac{|MF_{act_i}|}{MF_{i+1}} \quad (2.32)$$

Donde:

t_i : Año en que el movimiento de fondo actualizado cambia de signo.

Teniendo en cuenta la inversión, el período de recuperación puede determinarse como:

$$PRI = \frac{I}{G} \quad (2.33)$$

Donde:

I : Inversión (\$).

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

Donde la amortización es la reposición del valor del fondo productivo a partir de una fracción del valor de producción.

El Porcentaje de Retorno de la Inversión (%Ret) determina el ritmo anual en que la inversión retorna a través de la ganancia, quedando expresado como:

$$\% Ret = \frac{G}{I} \cdot 100 \quad (2.34)$$

2.8 Conclusiones parciales.

1. Existen dificultades para procesar el crudo procedente de pailas de alta viscosidad debido a que los equipos que se encuentran instalados no están diseñados para los cambios de viscosidad que se esperan en un futuro.
2. Realizando modificaciones tecnológicas en el área 3 destinada a la recepción de crudo por pailas, se puede solucionar los problemas existentes.
3. Las modificaciones tecnológicas propuestas requieren de una inversión cuya factibilidad económica es evaluada utilizando los métodos de cálculo del VAN y la TIR.

Capítulo 3. Análisis de los resultados.

En el presente capítulo se analizan los resultados obtenidos después de evaluada la propuesta tecnológica que permita crear un área de calentamiento donde se adecuen los parámetros del crudo para procesarlo en los equipos e instalaciones existentes de manera que se pueda satisfacer las solicitudes de los clientes. Tal propuesta se efectúa teniendo en cuenta que mediante la evaluación de la situación actual se determinó que la entidad no es capaz de asumir los cambios previstos en el crudo a manipular, siendo necesario cambiar las condiciones del fluido, por lo que estas modificaciones incluyen reducción de la viscosidad por incremento de temperatura e incorporarlo al área de recepción por oleoductos, mediante la utilización de bombas.

3.1 Solución a la propuesta.

A continuación se procede a dar solución a la propuesta de alternativa mencionada en el Capítulo 2.

3.1.1 Resultados del cálculo de las dimensiones de los tanques de almacenamiento de crudo.

El descargadero de pailas, la estación receptora de los oleoductos, y los tanques donde se recibe el crudo por pailas, están contruidos en una zona de terrazas costeras, de manera que el descargadero de pailas se encuentra en un nivel más alto que los tanques, lo que permite la descarga por gravedad. En la zona donde se encuentran los tanques receptores existe el área suficiente para ubicar dos tanques de 15,18 m de diámetro cada uno, por lo que usando la metodología especificada en el Epígrafe 2.4 se obtienen los siguientes resultados:

Datos:

$V = 2\ 000\ m^3$ (según datos del proveedor).

$D = 15,18\ m$ (estimado según el espacio disponible).

Despejando en la Ecuación 2.1:

$H = 11,92\ m$

Teniendo en cuenta que se han descargado algunas pailas con alta viscosidad y no han existido dificultades para la recepción del crudo en los tanques actuales, se decide mantener las mismas tuberías y accesorios desde el descargadero hasta la entrada de los tanques por estar en buen estado técnico y tener el diámetro adecuado.

3.1.2 Evaluación de las bombas para trasegar el crudo desde los tanques hasta la intercepción con la línea de recepción por oleoductos.

En la División Territorial se han recibido ofertas de bombas de desplazamiento positivo que ya se encuentran en los almacenes y son las apropiadas para este tipo de operación, por lo que se decide la evaluación de las mismas utilizando la metodología descrita en el Epígrafe 2.5 para ver si cumple con los requisitos para el servicio.

3.1.2.1 Evaluación de la bomba de crudo.

Utilizando la metodología se calculó la carga del sistema y el NPSH de la bomba. Los resultados se muestran a continuación.

Para el cálculo de la carga del sistema:

$v_1 = 0$ (por estar ubicado el punto en el nivel del líquido en el tanque, o sea, por efecto piscina).

$P_1 = 101\,325$ Pa (Presión atmosférica).

$P_4 = 490\,332$ Pa (Presión de entrada del crudo recibido por oleoductos en el área 3).

$z_1 = 1$ m (Altura operacional mínima del tanque).

$z_4 = 13$ m (Altura donde está situado el punto de intercepción).

Sustituyendo cada dato en la Ecuación del Balance de Energía Mecánica (2.2) y despejando la carga del sistema ($H_{b\ sistema}$) se obtiene que:

$$H_{b\ sistema} = 74,06\text{ m}$$

El NPSH del sistema se calcula a través de la Ecuación 2.10 y para esto es necesario conocer primeramente la presión de entrada o de succión de la bomba.

Al analizar el esquema se tiene que:

$z_1 = 1$ m (Altura mínima operacional).

$$z_2 = 0$$

$v_1 = 0$ (Efecto piscina).

$v_2 = 1,096 \text{ m/s}$ (Calculada).

$P_1 = 101\,325 \text{ Pa}$ (Presión atmosférica).

$H_b = 0$ (En el tramo no hay bomba).

Despejando la presión de entrada o de succión en la ecuación del Balance de Energía Mecánica se obtiene que:

$P_s = 93\,421,16 \text{ Pa}$

Sustituyendo la presión de succión en la Ecuación 2.10 se obtiene que:

$NPSH_{\text{sistema}} = 7,45 \text{ m}$

En la entidad se encuentra disponible una bomba de desplazamiento positivo con las siguientes características:

Equipo: NETZSCH Modelo – NM 148SY03S18Z según Theilacker, (2016).

Fluido: Petróleo crudo nativo

Temperatura de bombeo: $45 \text{ }^\circ\text{C}$

Velocidad de operación: 200 rpm

Carga (H_b): 130 m

Caudal de flujo (q): $200 \text{ m}^3/\text{h}$

$NPSH_{\text{bomba}} = 1,8 \text{ m}$

Teniendo en cuenta los cálculos realizados anteriormente, se puede plantear que:

- ✓ El flujo de la bomba va a ser igual al flujo del sistema ($200 \text{ m}^3/\text{h}$) ya que es el flujo máximo a pasar por esta bomba.
- ✓ La carga del sistema es menor que la carga de la bomba.
- ✓ Como el NPSH de la bomba es menor que el NPSH del sistema, la bomba seleccionada no cavita para las condiciones en que fue evaluada.

Por ello se concluye que la bomba evaluada puede ser utilizada para el servicio necesario.

A continuación se muestran las tablas que contienen los datos obtenidos en la Empresa y los resultados de los cálculos realizados.

Tabla 3.1 Resultados del cálculo del trabajo realizado por la bomba (H_b sistema).

Datos	Símbolo	Valor	U/M
Flujo	q	200	m ³ /h
Diámetro	D	0,254	m
Longitud	L	120	m
Densidad	ρ	0,9589	t/m ³
Viscosidad	μ	2921	cSt
Viscosidad cinemática	ν	0,002921	m ² /s
Presión en el tanque	P_1	101 325	Pa
Altura al nivel del piso	z_1	1	m
Altura de recepción oleoducto	z_4	13	m
Cantidad de codos de 90		5	
Cantidad de válvulas de compuerta		2	
K del codo de 90	k_1	0,75	
K de válvula de compuerta	k_2	0,17	
Aceleración de la gravedad	g	9,8	m/s ²
Rugosidad relativa	ε	0,0008	
Cantidad de T		1	
Presión de vapor del agua	P_v	23 437	Pa
Pérdidas por fricción	h_f	19,88	m
Área de flujo	A	0,05	m ²
Velocidad	v	1,096	m/s
Número de Reynolds	Re	95,339	
Factor de fricción	f	0,671	
Presión punto de intercepción con el oleoducto	P_4	490 332	Pa
K de la T		0,4	
K de la válvula de cheque		2,5	
Cantidad de válvula de cheque		1	
Carga del sistema	H_b sistema	74,06	m

Tabla 3.2 Resultados del cálculo del NPSH del sistema.

Datos	Símbolo	Valor	U/M
Flujo	q	200	m ³ /h
Diámetro	D	0,254	m
Longitud	L	10	m
Densidad	ρ	0,959	t/m ³
Viscosidad	μ	2921	cSt
Viscosidad cinemática	ν	0,0029	m ² /s
Presión en el tanque	P ₁	101 325	Pa
Altura al nivel del piso del tanque	z ₁	1	m
Altura de succión	z ₂	0	m
Cantidad de codos de 90		3	
Válvulas de compuerta		2	
K del codo de 90	k ₁	0,75	
K de válvula de compuerta	k ₂	0,17	
Aceleración de la gravedad	g	9,8	m/s ²
Rugosidad relativa	ε	0,001	
Presión de vapor del crudo		23 437	Pa
Pérdidas por fricción	h _f	1,78	m
Área de flujo	A	0,051	m ²
Velocidad	v	1,096	m/s
Número de Reynolds	Re	95,339	
Factor de fricción	f	0,671	
Presión en la succión	P ₂	93 421,16	Pa
NPSH del sistema	NPSH_{sistema}	7,45	m

3.2 Resultados del cálculo del área de transferencia de calor del serpentín.

Según la metodología reflejada en el Capítulo 2, como primer paso se calcula la cantidad de calor que hay que suministrar al crudo para calentarlo de 25 a 45 °C y mantenerlo a esa temperatura, obteniéndose los siguientes resultados:

Datos de diseño.

$$D = 15,18 \text{ m}$$

$$V = 1\ 801 \text{ m}^3$$

Por lo tanto:

$$H_{\text{operacional}} = 9,95 \text{ m (Altura calculada).}$$

$$A_{\text{lateral}} = 474,57 \text{ m}^2 \text{ (Calculada).}$$

$$T_{\text{aire}} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{superficie}} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_f = 35 \text{ }^\circ\text{C (Temperatura promedio entre la del aire y la superficie).}$$

$$C = 0,13 \text{ (Constante tomada de la Tabla A de Exxon, (2016).}$$

$$k_f = 0,02556 \text{ W/m }^\circ\text{C (conductividad térmica del aire a la } T_f \text{ según Exxon, (2016).}$$

$$L = 9,95 \text{ m (Nivel del líquido en el tanque).}$$

$$n = 0,333 \text{ (Constante tomada de la Tabla A de Exxon, (2016).}$$

$$\beta = 0,029 \text{ }^\circ\text{C}^{-1} \text{ (Coeficiente de expansión térmica calculado).}$$

$$\rho = 1,136 \text{ kg/m}^3 \text{ (Densidad del aire a la } T_f \text{ según Exxon, (2016).}$$

$$C_{p_{\text{aire}}} = 0,9943 \text{ kJ/kg }^\circ\text{C (a la } T_f \text{ según Exxon, (2016).}$$

$$\mu_{f_{\text{aire}}} = 0,00001943 \text{ Pa} \cdot \text{s (a la } T_f \text{ según Exxon, (2016).}$$

$$Gr \cdot Pr = 1,427 \cdot 10^{13} \text{ (Calculada).}$$

$$h_{nc} = 8,10 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C (Coeficiente de transferencia de calor por convección natural calculado).}$$

$$H_{\text{TOTAL}} = 11,92 \text{ m (Calculada con los datos de diseño).}$$

$v_a = 17,11 \text{ mm}^2/\text{s}$ (a la T_f calculada).

$v_{\text{aire}} = 12,5 \text{ m/s}$ (45 km/h).

$h_{fc} = 26,117 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ (Coeficiente de transferencia de calor por convección forzada calculado).

$h_c = 27,344 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ (Coeficiente de transferencia de calor combinado por convección natural y forzada calculado).

$h_r = 6,5 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ (Tomado del gráfico 5B según Exxon, (2016)).

$h_e = 33,844 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ (Coeficiente total de transferencia de calor del lado expuesto al ambiente calculado).

Una vez conocido h_e se calcula el calor perdido por unidad de área de pared en contacto con el líquido (q):

$$q = 676,886 \text{ W/m}^2$$

Se asume una temperatura de la pared (T_w) de $45 \text{ }^\circ\text{C}$ igual a la temperatura del crudo.

$U = 5,7 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ (Tomado de la metodología de cálculo No. 3 de Exxon, (2016)).

Por lo tanto, se puede calcular:

$$Q_c = 321\,231,07 \text{ W}$$

$$Q_{sl} = 10\,702,954 \text{ W}$$

$$Q_t = 20\,631,855 \text{ W}$$

Luego se determina la cantidad de calor total que hay que suministrarle al tanque:

$$Q_{\text{ext}} = 352\,565,876 \text{ W}$$

Este último valor calculado corresponde a la cantidad de calor que hay que suministrarle al tanque para mantenerle la temperatura a $45 \text{ }^\circ\text{C}$.

Para calentar el crudo de $25 \text{ }^\circ\text{C}$ hasta $45 \text{ }^\circ\text{C}$ es necesario conocer la cantidad de vapor a suministrar.

Datos para el cálculo:

$$\rho_{\text{crudo}} = 998 \text{ kg/m}^3 \text{ según Gutiñas, (2018).}$$

$$m_{\text{fluido}} = 1\,797\,398 \text{ kg}$$

$T_{\text{vapor}} = 154,94 \text{ }^\circ\text{C}$ (es la temperatura del vapor saturado a $4,5 \text{ kg/cm}^2$ manométrica que debe emplearse en el serpentín, según Keenan, (1988).

$$T_{\text{fin. crudo}} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{in. crudo}} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$T_f = 99,97 \text{ }^\circ\text{C}$ (Temperatura promedio entre la del vapor y la final del crudo).

$$C_{p_{\text{crudo}}} = 1,97254 \text{ kJ/kg }^\circ\text{C} \text{ (a la } T_f\text{).}$$

Tiempo de calentamiento (t) = 48 h

$$Q_{\text{calentar}} = 1\,477\,270 \text{ kJ/h} \text{ (calor absorbido por el crudo).}$$

$\lambda_{\text{vapor}} = 2099 \text{ kJ/kg}$ (tabulado en Keenan, (1988) a $4,5 \text{ kg/cm}^2$ pero se busca absoluta en la tabla).

$$\text{Flujo}_{\text{vapor cal.}} = 703,797 \text{ kg/h}$$

Cálculo del área de transferencia de calor del serpentín necesaria para mantener la temperatura a $45 \text{ }^\circ\text{C}$.

Datos para el cálculo:

$$\rho_f = 58,82 \text{ lb/pe}^3 \text{ (a la } T_f\text{) (Gutiñas, 2018).}$$

$$k_f = 0,064 \text{ BTU/(h)(pe}^2\text{)(}^\circ\text{F/pe)} \text{ (Fig. 10.4 Apéndice del Kern, (1999)).}$$

$\mu_f = 159 \text{ cP}$ (Estimado a partir de la correlación de la hoja de cálculo Excel Viscosidad y mezcla) (Anexo 5)

$$\beta = 0,0047 \text{ }^\circ\text{F}^{-1}$$

$d_0 = 2,374$ (Diámetro exterior tomado de la tabla B-16, Apéndice B, según Crane, (1942).

$h_c = 20,917 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}$ (Coeficiente de transferencia de calor combinado por convección natural y forzada calculado).

$U_c = 20,623 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}$ (Coeficiente total de transferencia de calor limpio calculado).

$R_d = 0,003 \text{ h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F/BTU}$ (Tabla 5 de Exxon, (2016))

$U_d = 19,427 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}$ (Coeficiente total de diseño de transferencia de calor calculado).

Por lo tanto, se puede calcular el área de transferencia de calor del serpentín:

$$A_T = 29,09 \text{ m}^2$$

Ahora se calcula el área de transferencia de calor del serpentín necesaria para calentar el crudo hasta $45 \text{ }^\circ\text{C}$.

Datos para el cálculo:

$\rho_{f \text{ in.}} = 59,03 \text{ lb/pie}^3$ (a la temperatura promedio entre la temperatura del vapor saturado y la de entrada del crudo ($T_{f \text{ in.}}$)) (Gutiñas, 2018).

$T_{f \text{ in.}} = 89,97 \text{ }^\circ\text{C}$ (Temperatura promedio entre la temperatura del vapor saturado y la inicial del crudo).

$k_{f \text{ in.}} = 0,0643 \text{ BTU/(h)(pie}^2\text{)(}^\circ\text{F/pie)}$ (Fig. 10.4 Apéndice del Kern, (1999)).

$\mu_{f \text{ in.}} = 239 \text{ cP}$ (Estimado a partir de la correlación de la hoja de cálculo Excel Viscosidad y Mezcla (Anexo 5))

$$\beta = 0,0051 \text{ }^\circ\text{F}^{-1}$$

$d_0 = 2,374 \text{ pulg}$ (Diámetro exterior tomado de la Tabla B-16, Apéndice B, según Crane, (1942)).

$C_{p \text{ crudo}} = 0,4667 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}$ (a la $T_{f \text{ in.}}$).

$h_c = 20,197 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}$ (Coeficiente de transferencia de calor combinado por convección natural y forzada calculado).

$U_c = 19,929 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}$ (Coeficiente total de transferencia de calor limpio calculado).

$R_d = 0,003 \text{ h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}/\text{BTU}$ (Tabla 5 de Exxon, (2016)).

$U_d = 18,805 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}$ (Coeficiente total de diseño de transferencia de calor calculado).

Por lo tanto, se puede calcular el área de transferencia de calor del serpentín:

$$A_T = 34,97 \text{ m}^2$$

Una vez calculada el área de transferencia de calor necesaria para calentar y mantener el crudo a una temperatura de $45 \text{ }^\circ\text{C}$, entonces se puede determinar el área total de transferencia:

$$A_{\text{TOTAL}} = 64,06 \text{ m}^2$$

Una vez calculado el área de transferencia de calor total, se puede obtener la demanda de vapor para mantener el crudo a $45 \text{ }^\circ\text{C}$:

$$\text{Flujo}_{\text{Vapor Mant.}} = 604,687 \text{ kg/h}$$

Y teniendo este valor calculo la demanda de vapor necesaria para calentar y mantener el crudo a $45 \text{ }^\circ\text{C}$:

$$\text{Flujo}_{\text{Vap. C-M}} = 1\,308,484 \text{ kg/h}$$

3.3 Análisis de la evaluación técnica – económica de la propuesta.

La actual propuesta de instalación requiere de nuevas inversiones para la adquisición de algunos equipos y accesorios, así como para el montaje e instalación de los mismos, por lo que resulta necesario realizar un análisis técnico – económico de la inversión.

3.3.1 Análisis de la factibilidad económica de la inversión.

Para comprobar la factibilidad económica de la inversión primeramente se estimó el costo de la misma basado en los datos de los equipos y accesorios que intervienen. En este caso los equipos tecnológicos son los tanques de almacenamiento de crudo con sus accesorios y las bombas, cuyos costos fueron facilitados por el grupo de inversiones de la División. También se tiene en cuenta el costo de instalación y montaje que fue suministrado por el departamento de economía y el área de mantenimiento. En otros costos se tienen en cuenta los costos de elaboración del proyecto técnico y

ejecutivo, que lo realiza el personal de la EIPP. A continuación se muestra la relación del equipamiento y accesorios implicados en esta propuesta y un resumen de los costos de los mismos.

Tabla 3.3 Listado de materiales de la inversión.

No	Descripción	U.M	Cant.	Precio x u (MN)	Importe
1	Equipos Tecnológicos	\$		2503088	2503088
	Construcción y montaje mecánico				
2	Tubería de acero al carbono de D=250mm	m	130	94,9	12337
3	Codos de 90° de D=250mm	u	8	144,46	1155,68
4	Platillo de cuello D=250mm 150lb	u	10	285,3	2853
5	Válvula de cuña D=250mm 150lb	u	4	536,68	2146,72
6	Válvula de cheque D=250mm 150lb	u	1	548,08	548,08
7	Manómetro (0-10 bar)	u	1	670,58	670,58
8	Juntas de D=250mm	u	2	1,34	2,68
9	Oxígeno	u	4	3,01	12,04
10	Acetileno	u	2	12,19	24,38
11	Electrodo 6013 de 4mm	kg	5	0,72	3,6
12	Mano de obra	\$		169077,3	169077,3
13	Aislamiento térmico	t	1	31800	31800
	Construcción Civil				
14	Cemento	u	2	2,23	4,46
15	Arena	m³	1	13,74	13,74
16	Piedra	m³	1	10,27	10,27
17	Acero de D=½"	t	1	1,07	1,07
18	Alambre No. 18	rollo	1	9	9
19	Mano de obra	\$		15968,86	15968,86
	Costo total	\$			2739726,03

Los indicadores de rentabilidad de la inversión fueron estimados a partir de la metodología descrita en el epígrafe 2.8.2 y mediante el empleo de la hoja de cálculo Microsoft Excel.

El VAN resultante es positivo con un valor de \$ 196 687 258, lo cual garantiza que una vez actualizados los movimientos de fondo que se van a originar durante el proceso

productivo, puede cubrirse la inversión y pagarse los intereses, por tanto, se acepta la inversión de acuerdo con este indicador.

El flujo de caja se muestra en el anexo 6.

La TIR calculada es de 130%, lo que es significativamente superior al interés vigente para la entidad (10%), aceptando cualquier porcentaje de interés que se implante, garantizando de esta manera la factibilidad de la inversión en caso de ocurrir aumentos del interés.

El %Ret calculado es de 117,37% anual. Según Turton, *et al*, (1998) para la industria química un retorno que se encuentre entre 17 y 19% se considera conveniente, por tanto, en este caso la inversión retorna a través de la ganancia a un ritmo anual considerable, bastante superior al establecido por la bibliografía.

Por otra parte, el PRI es de 11 meses aproximadamente, lo cual es un período notable según Turton, (1998) considerando las ganancias que obtiene la División.

Teniendo en cuenta que todos los indicadores de eficiencia económica de la inversión arrojan resultados aceptables, la misma puede ser aprobada.

3.3 Análisis del efecto económico de la propuesta.

Como resultado de la ejecución y puesta en marcha de esta inversión, se podrá procesar el crudo con alta viscosidad procedente de EPEP Occidente en las instalaciones de la División, lo que representa un incremento de la producción de mezclas, aumentando así las ganancias en comparación con el período actual, por no existir las condiciones para procesar el crudo con estos parámetros.

Desde el punto de vista social, como la Base de Crudo y Suministro es el área destinada a abastecer por vía marítima y oleoductos a todas las termoeléctricas del país, así como la entrega de *fuel oil* a los grupos electrógenos de la CTE José Martí, esta propuesta tecnológica contribuye a satisfacer las necesidades energéticas de la población.

Como la División incurre en una inversión para la adquisición de nuevos equipos y accesorios, así como para el montaje e instalación de los mismos, el costo de

amortización se incrementa a 531 250,04 \$/año, considerando 10 años de amortización para tales equipos, según Peters y Timerhaus, (1991).

Seguidamente se realiza una comparación entre los gastos de ejecución del proceso de mezclas en el año 2018 y el comportamiento de los mismos después de puesta en marcha la nueva inversión:

Tabla 3.4 Listado de costos antes y después de la implementación de la propuesta.

Concepto	Costos antes de la propuesta (\$)/año	Tipo de costo	Costos después de la propuesta (\$)/año
Materiales	12 931 188,2	CV	13 651 788,16
Combustibles	2 261 267,8	CV	2 351 247,3
Energía	149 862	CV	147 460
Salario	2 036 747	CF	2 036 747
Seguridad Social	23 781,08	CF	23 781,08
Amortización \$/año	250 936	CF	531 250,04
Mantenimiento	886 916	CV	378 909
Servicios Productivos	3 207 319	CV	2 287 399
Otros gastos	2 365 323	CV	1 063 942
Atención al hombre	22 546	CF	22 546
Total	24 135 886,08		22 495 069,58

Como se aprecia en los resultados expuestos anteriormente, después de la puesta en marcha de la propuesta se va a procesar un mayor volumen de crudo, lo que implica un aumento de la producción.

El consumo de combustible presenta un aumento, pues se requiere mayores niveles de *fuel oil* para generar el vapor necesario en el proceso de calentamiento del crudo.

Las bombas propuestas para la nueva inversión son más pequeñas que las instaladas actualmente en el proceso de mezclas, contribuyendo así con un ahorro de 2 402 \$/año por concepto de gasto de electricidad.

Producto de la instalación de nuevos equipos en el área, los gastos de mantenimiento disminuyen en 508 007 \$/año.

Los servicios productivos después de la inversión arrojan una disminución de los gastos de 919 920 \$/año por no requerir de servicios especiales (succionadores de crudo) para la limpieza de derrames y averías que ocurren frecuentemente por la obsolescencia de los equipos tecnológicos. Al no considerarse la sobrestadía de los barcos, otros gastos disminuyen 1 301 381 \$/año.

De manera general, antes de ejecutarse la inversión el costo de producción es de 24 135 886,08 \$/año, y una vez puesta en marcha sería de 22 495 069,58 \$/año, disminuyendo en 1 640 816,5 \$/año. Teniendo en cuenta que el precio de venta anual de las mezclas es de 250 \$/m³ y el aumento del volumen de producción de 207 959 m³ a 241 050 m³ aproximadamente, por tanto, el valor de la producción se incrementa de 51 989 891 \$/año a 60 262 500 \$/año, entonces se elevaría la ganancia en 9 913 425,51 \$/año.

Los resultados de los cálculos económicos se muestran en los anexos 6, 7, 8 y 9.

3.4 Conclusiones parciales.

1. Se diseñaron los tanques de almacenamiento de crudo de acuerdo con la cantidad de producto a procesar pactado con el cliente.
2. Se determinó la demanda de vapor y el área de transferencia de calor en el diseño de los serpentines de vapor para calentar el crudo.
3. Para el trasiego de crudo de los tanques a la línea de recepción de oleoductos, se utilizarán dos bombas existentes en la División que, al ser evaluadas, cumplen con los requerimientos del sistema.
4. Fue realizada una evaluación económica de la inversión propuesta y, teniendo en cuenta que todos los indicadores de eficiencia económica de la inversión calculados dan resultados favorables, la misma puede ser aceptada.

Conclusiones.

1. Al implementar un nuevo sistema de recepción y calentamiento del crudo recibido por pailas se procesa el producto con una viscosidad superior a la actual sin afectar los equipos tecnológicos de la instalación.
2. Los tanques de almacenamiento son de 2 000 m³ de capacidad y estarán provistos de serpentines de vapor.
3. El área de transferencia de calor del serpentín necesaria para mantener y calentar el crudo a 45 °C es de 64,06 m².
4. Las bombas seleccionadas para el trasiego de crudo a la línea de recepción de oleoductos son NETZSCH Modelo – NM 148SY03S18Z con un caudal de 200 m³/h, velocidad de operación 200 rpm, carga neta de succión positiva (NPSH_b) de 1,8 m y una carga (H_b) de 130 m.
5. La aplicación de esta propuesta tecnológica genera un incremento en las ganancias de la División en 9 913 425,51 \$/año, puesto que la inversión puede ser aceptada por la factibilidad económica de los indicadores.

Recomendaciones.

1. Realizar un proyecto general como complemento del trabajo desarrollado, que comprenda los requerimientos eléctricos, civiles y de protección contra incendios.
2. Presentar este trabajo a la Empresa de Ingeniería y Proyectos del Petróleo (EIPP) con el objetivo de su análisis y posterior aplicación.
3. Proponer a la dirección técnica de la División que analicen la posibilidad de adquirir una nueva caldera para satisfacer las necesidades de vapor que se incrementan con la nueva inversión.

Bibliografía.

1. Alves, L., Paixao, S.M., Pacheco, R., Ferreira, A.F., Silva, C.M. (2015) *Biodesulfurization of fossil fuels: energy, emissions and cost analysis*. RSC Advances. 5: 34047–34057.
2. Armas, R. (2011). Propuesta de mejoras en el sistema de bombeo convencional de los pozos del Centro Colector No.10 del yacimiento Varadero Oeste. Tesis presentada como requisito parcial en opción al Título de Especialista en Perforación de Pozos de Petróleo y Producción de Petróleo. Universidad “Camilo Cienfuegos”. Matanzas. Cuba.
3. Belani, A. (2006). *It's Time for an Industry Initiative on Heavy Oil* Journal of Petroleum Technology. [en línea]. vol.94, no.6. p.40-45 [Consultado enero 2019] Disponible en: <http://www.sciencedirect.com>.
4. Belani, A. (2010). *It's Time for an Industry Initiative on Heavy Oil*. Journal of Petroleum Technology. [en línea]. vol.58, no.6. p. 40-42. [Consultado enero 2019] Disponible en: <http://www.sciencedirect.com>.
5. Brazaga, R. (2019). Modelo de ejemplo de aprobación de ofertas. Delegación en Cuba. Ciudad de La Habana.
6. Brizuela, E. (1987). Aspectos fundamentales del diseño de Plantas Industriales. Tomo I. Ciudad de la Habana. Ed. ISPJAE. p.345.
7. Buitrago, F., Quevedo, O., Torres, F., (2012). Pre Factibilidad, Centro de Investigación de Crudo Pesado (CICP). Bogotá, Colombia.
8. Campos, C. (2010). Estudio de los factores que afectan el balance volumétrico de los diluentes usados en el mejoramiento del crudo extrapesado. Tesis presentada como requisito parcial en opción al Título de Ingeniero Químico. Universidad de Oriente. Cuba. [en línea]. [Consultado 26/enero 2019] Disponible en : <http://ri.bib.udo.edu.ve>.
9. Castillo, P. (2011). Propuestas de mejora de la producción en los pozos con mayor potencial productivo pertenecientes al Grupo Periférico de la EPEPC. Tesis presentada como requisito parcial en opción al Título de Especialista en Perforación de Pozos de Petróleo y Producción de Petróleo. Universidad “Camilo Cienfuegos”. Matanzas. Cuba.

11. Chandra, S., Sharma, R., Singh, K., Sharma, A. (2013) *Application of bioremediation technology in the environment contaminated with petroleum hydrocarbons*. *Annals of Microbiology*. 63:417–431.
12. Crane, Co. (1942) *Flow of fluids through valves, fittings and pipe*. Chicago, Estados Unidos.
13. Danesh, A, (1998). *Pressure-Volume-Temperature and phase behavior of petroleum reservoir fluids*. Primera edición. Editorial Elsevier Science B.V. Netherlands. [en línea]. p.586.[Consultado enero 2019] Disponible en: <http://www.sciencedirect.com>.
14. Díaz, V., Bauza, R., Cepeda, N., Behling, E., Díaz, A., Fernández, N. y Rincón, N. (2007). Desarrollo y validación de un método micro-SARA para la determinación de fracciones orgánicas de crudo en aguas de producción petrolera con tratamiento anaerobio. *Ciencia*, [en línea]15(1), 95-104. [Consultado 15 enero 2019] Disponible en <http://wwwproduccioncientifica.luz.edu.ve/index.php/ciencia/article/view/9626/9612>
15. Duissenov, D. (2013). *Production and processing of sour crude and natural gas – challenges due to increasing stringent regulations*. Master's Thesis. Department of Petroleum Engineering and Applied Geophysics, Faculty of Engineering Science and Technology, Norwegian University of Science and Technology. NTNU, Trondheim, Norway.
16. El-Gendy, N.Sh., Speight J.G. (2016) *Handbook of Refinery Desulfurization*. CRC Press, Taylor and Francis Group, LLC, 6000 Broken Sound Parkway NW, Suite 300, Boca Raton, FL 33487–2742, USA.
17. Energy Information Administration (EIA). (2013). *Petroleum & Other Liquids*. Annual Energy Outlook 2013. Washington: US. [www.eia.gov/outlooks/aeo/pdf/0383\(2013\).pdf](http://www.eia.gov/outlooks/aeo/pdf/0383(2013).pdf)
18. Exxon, (2016). *Thermal Insulation Steady-State Heat Loss*. Design Practices. Sección XVI-B. p.59
19. Faergestad, I. M., (2016). Serie de Artículos Introductorios. Canadá: Oilfield Review.
20. Fleitas, D. (2018). Control de recepción, almacenamiento y entrega de combustibles. CM-OP/P 0101. Versión 12. p. 28. Cuba.
21. Fox, R y McDonald, A. (1995). *Introduction to Fluid Mechanics*. Cuarta edición. Editorial McGraw-Hill. México. p.916

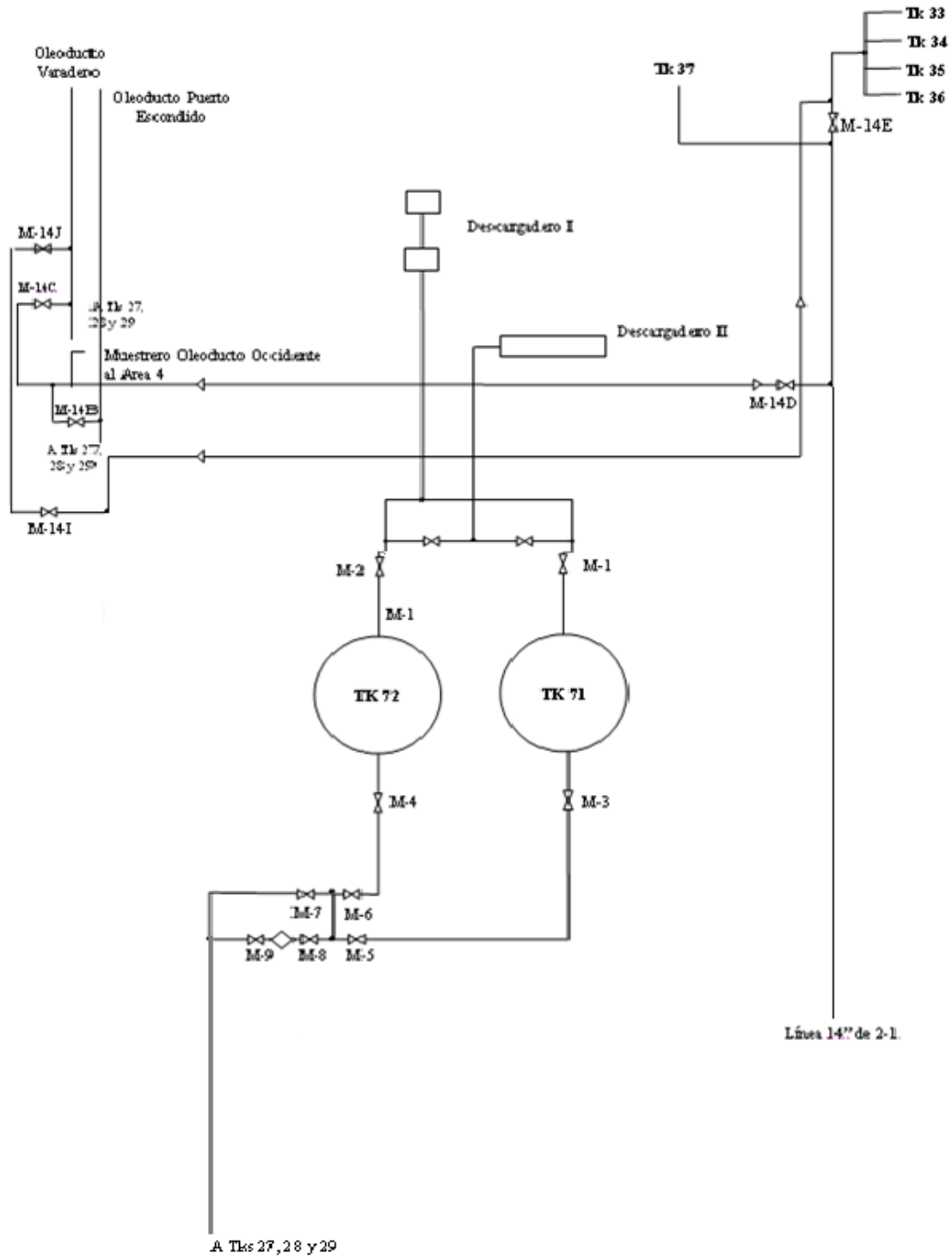
22. Gastón, O. y Ferrer, T. (2016) Análisis para propuesta de solución a transporte de crudos pesados a ECC Matanzas. Cuba.
23. González, J., (2014). Energía. [en línea][Consultado en 15/1/2019]. Disponible en <http://www.venelogia.com/archivos/9668/>.
24. Gutiñas, N. (2018). Catálogo Especificaciones de Productos. Rama Combustibles. (CUPET. PCNM 1400. 45 °C). Cuba. p. 57
25. Keenan, J., et al. (1988). *Stream Tables. Thermodynamic properties of water including vapor, liquid and solid phases*. Edición revolucionaria. La Habana. Cuba. p.156.
26. Kern, D. (1999). Procesos de Transferencia de Calor. Compañía Editorial Continental, S.A. de C.V. México. p.981.
27. Landeta, G. (2014). Caracterización y evaluación de crudos pesados del oriente ecuatoriano. (Trabajo de grado para la obtención del título de Ingeniero Químico). Universidad Central de Ecuador, Quito, Ecuador.
28. León, C. (2007). Evaluación de Inversiones. Un enfoque privado y social. Universidad Católica Santo Toribio de Mogroviejo, Chiclayo, Perú.[en línea][Consultado 23/febrero/2019]Disponible en: <http://www.usat.edu.pe/carreras1/economía>.
29. León, I. (2010). Fundamentos teóricos metodológicos para la evaluación económico-financiera de proyectos de inversión. Avances. vol.12, no.1. p. 5-15. ISSN: 1562-3297.
30. Lozano, A. (2018). Supervisión y control de la recepción por camiones y vagones cisternas. CM-OP/I 0106. Versión 08. p.13. Cuba.
31. Manual de Operaciones. (2018). Base de Crudos y Suministro. Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas. Cuba.
32. Marfisi, S. y Moreno, L. (2007). Manual de Laboratorio de Hidrocarburos. [en línea]. Universidad de Oriente. Cuba. [en línea]. [Consultado el 22/febrero/2019]. Disponible en: <http://ri.bib.udo.edu.ve>
33. McCabe, Warren L.; Smith, Julian C. (1979). *Unit Operations of chemical Engineering*. Ciudad de La Habana: Editorial Pueblo Nuevo y Educación.
34. Montiel C., Quintero R., Aburto J. (2009) *Petroleum biotechnology: Technology trends for the future*. African Journal of Biotechnology 8(12), 2653–2666.

35. Organization of Petroleum Exporting Countries (OPEC), (2013) *World Oil Outlook*. Helferstorferstrasse 17 A-1010, Vienna, Austria.
36. Perry, R. (1999). *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. Editorial McGraw-Hill. México. p.916
37. Peters, M; Timerhaus, K. (1991). *Plant design and economics for Chemical Engineers*. Four Editions. Ed. Advisory Board. p.923.
38. Porteiro, J. C. (2015). Evaluación de Proyectos de Inversión. Perspectiva Empresarial. Fundación de Cultura Universitaria. Montevideo, Uruguay.
39. Radwan, S. (2008) *Microbiology of oil-contaminated desert soils and coastal areas in the Arabian Gulf region*. In: Dion P, Nautiyal CS (eds) *Microbiology of extreme soils*. Soil Biology 13. Springer, Berlin, pp 275–298.
40. Riazi, M.R. (2005) *Characterization and properties of properties of petroleum fractions*. ASTM International Standards Worldwide, first edition, ASTM manual series: MNL50, 100 Barr Harbor PO Box C700 West Conshohocken, PA 19428–2959, USA.
41. Riveiro, C. (2015). Software Viscosidad y Mezcla. Unión CUPET. Cuba.
42. Rosabal, J y Garcell, L. (2006). Hidrodinámica y separaciones mecánicas. Tomo I. Editorial Félix Varela. La Habana. Cuba. p. 295
43. Safieva, J.O., Paso, K.G., Safieva, R.Z y Syunyaev, R.Z. (2012). *Adsorption and aggregation of asphaltenes in petroleum dispersed systems*. (Segunda edición). Crude oil emulsions composition stability and characterization.
44. Sarti, F., (2017) Intercambio de calor en tanques de almacenamiento. CT3 INGENIERIA. PUBLICACION TECNICA.
45. Scott, D, *et al.* (2007). *Petroleum Technology*. John Wiley & Sons, Inc. Hoboken. New Jersey. [en línea]. p. 1242. [Consultado el 16/abril/2019]. Disponible en: <http://www.knovel.com>.
46. Srivastava, C.C. (2012) *An evaluation of desulfurization technologies for sulfur removal from liquid fuels*. RSC Advances. 2: 759–783.
47. Streeter, V, *et al.* (2008). Mecánica de fluidos. Novena edición. Editorial Félix Varela. La Habana. Cuba. p. 740
48. Theilacker, N. (2016). Oferta N° PM-0-0225 Rev 01 (Filial Petróleo) Bombas “NETZSCH/NEMO®”. Brasil IND. E COM. LTDA.

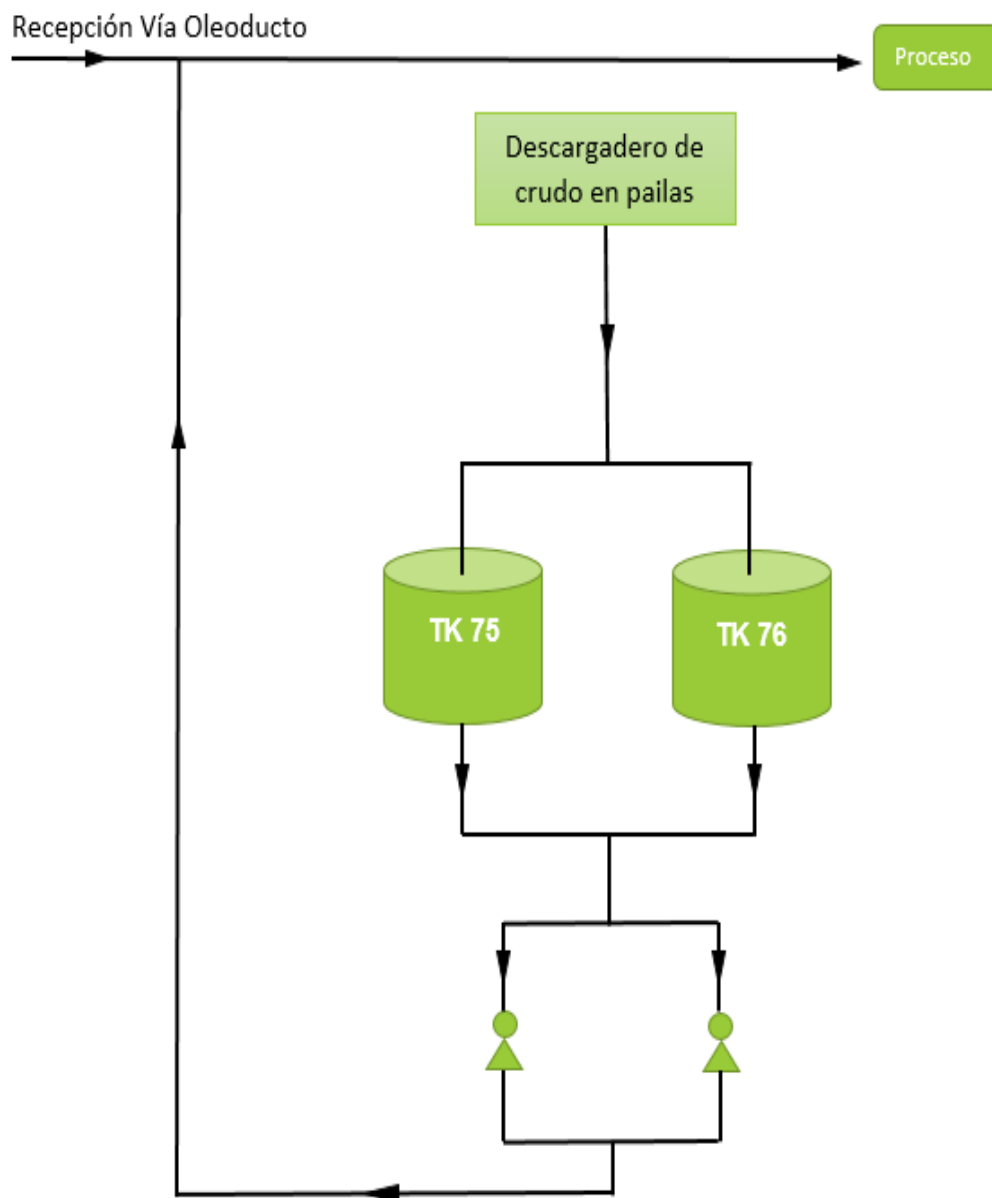
49. Tourkmani, K. (2009). Obtención de datos de equilibrio en la precipitación de asfaltenos de crudos de petróleo. Tesis presentada como requisito parcial en opción al Título de Ingeniero Químico. Universidad Rey Juan Carlos. España. [en línea]. [Consultado el 8/marzo/2019]. Disponible en: <http://eciencia.urjc.es>.
50. Turton, R. (1998). *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. Ed Prentice. New Jersey.
51. Varjani, S.J. (2014) *Hydrocarbon degrading and biosurfactants (bioemulsifiers) producing bacteria from petroleum oil wells*. Ph.D. Thesis, Kadi Sarva Vishwavidyalaya, Gandhinagar, India.
52. Varjani, S.J. (2017) *Microbial degradation of petroleum hydrocarbons*. *Bioresource Technology*. 223: 277–286.
53. Vera, I. (2013). Evaluación del sistema de tratamiento y trasiego de crudo en la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas. Propuestas de modificaciones tecnológicas. Tesis presentada como requisito parcial en opción al Título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas. Cuba.
54. Vieira, P.A., Vieira, R.B., Franca, F.P., Cardoso, V.L. (2007) *Biodegradation of effluent contaminated with diesel fuel and gasoline*. *Journal of Hazardous Materials*. 140(1–2): 52–59.
55. Volk, M., (2014) *Pump. Characteristics and Applications*. Third ed. Florida: Taylor & Francis Group, LLC-
56. Zhang, S. y Huang, H. (2005). *Geochemistry of Palaeozoic marine petroleum from the Tarim Basin, NW China: Part 1. Oil family classification*. *Journal of the European Association of Organic Geochemists*, 36(8), 1204-1214.

Anexos.

Anexo 1. Esquema actual de la base de recepción de crudo por pailas (Área 3).



Anexo 2. Esquema de la propuesta de inversión en el área 3.



Anexo 3. Gráfico para determinar el factor de fricción en tuberías.

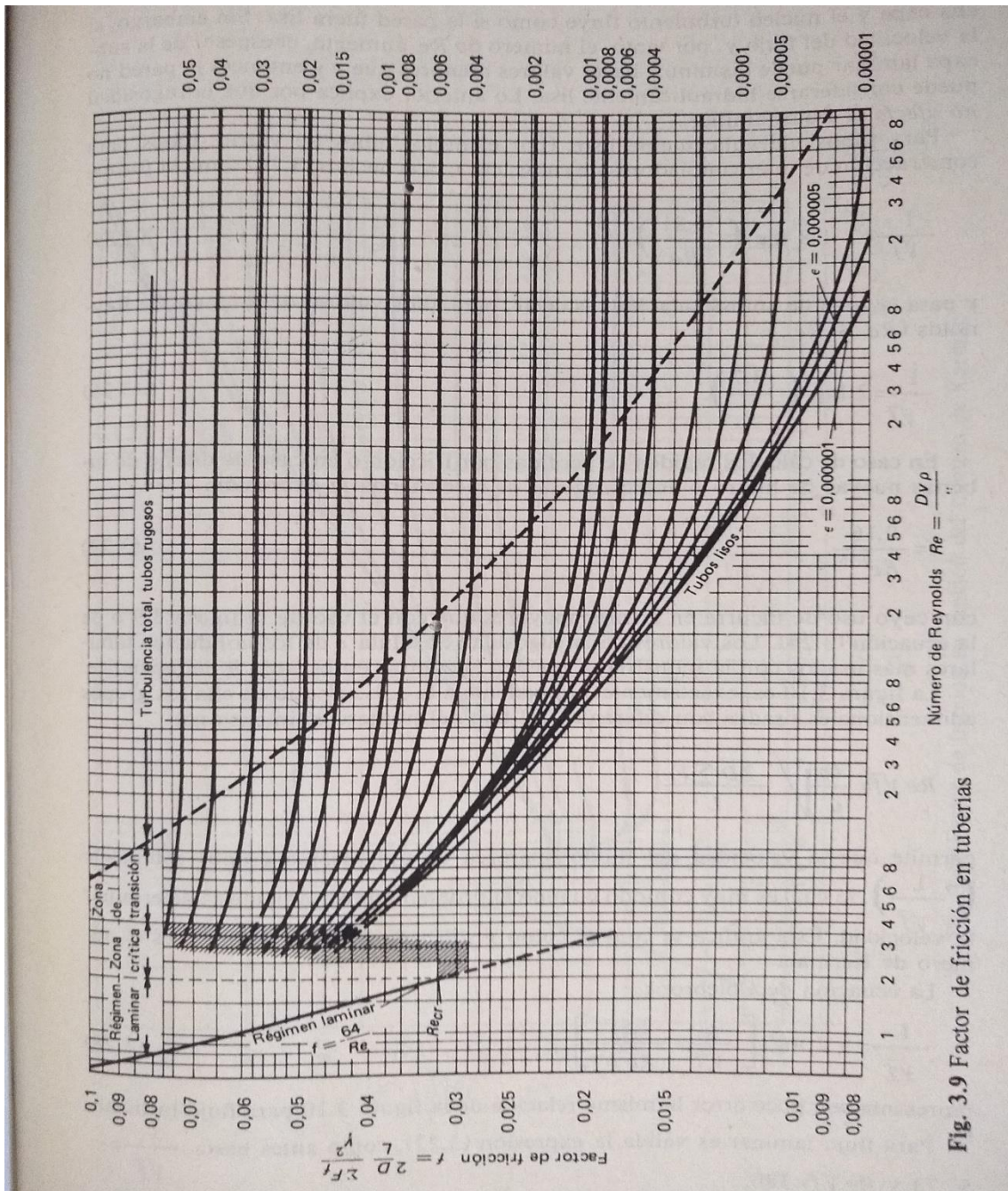
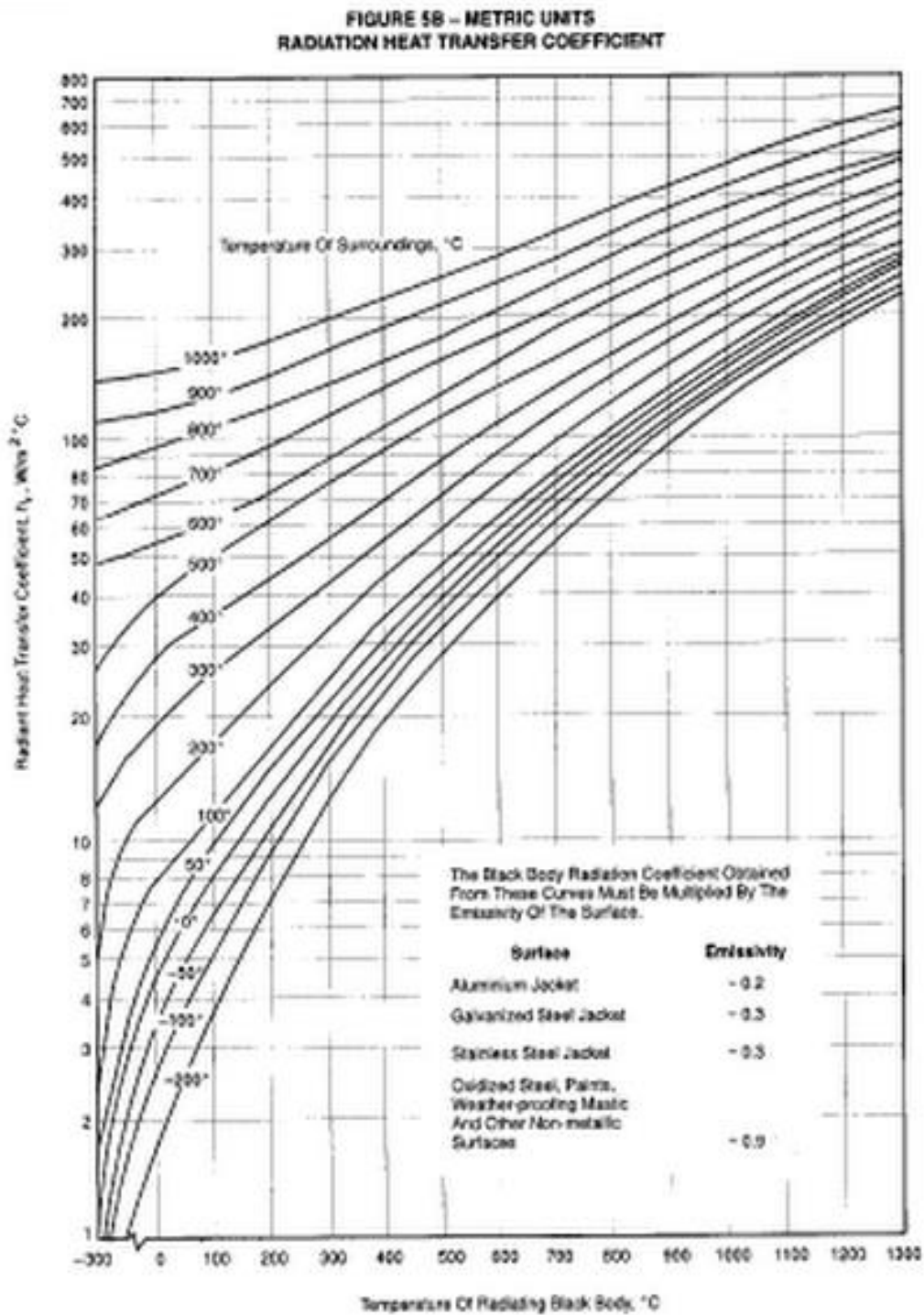


Fig. 3.9 Factor de fricción en tuberías

Anexo 4. Gráfico para determinar el coeficiente de transferencia de calor por radiación (h_r).

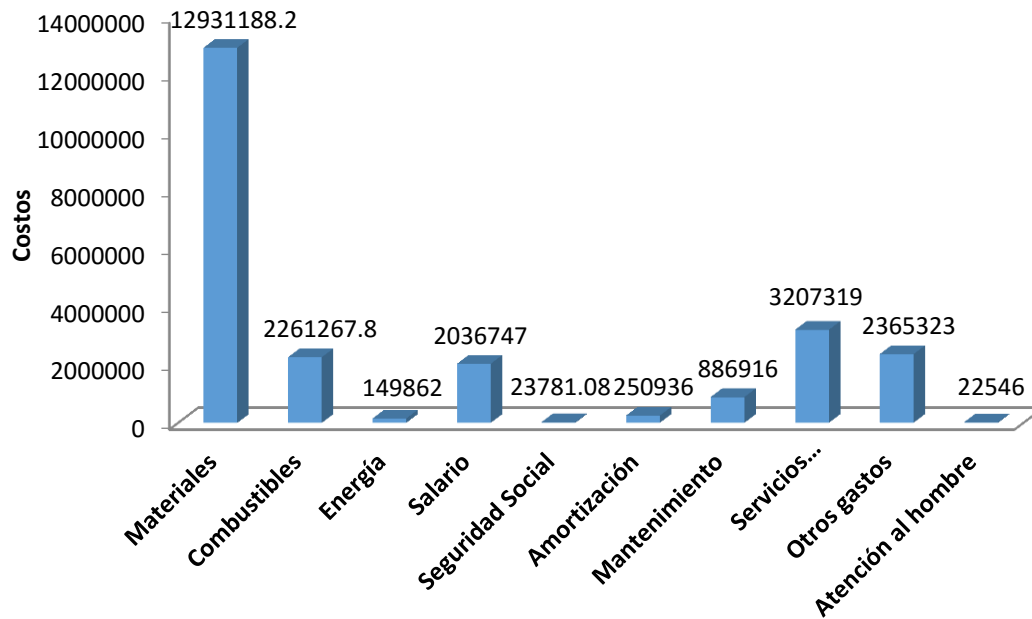


Anexo 6. Flujo de caja.

Concepto	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
I	2739726,03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CF	0	2607983	2614324	2614324	2614324	2614324	2614324	2614324	2614324	2614324	2614324
CV	0	15904596	17892671	19880745	19880745	19880745	19880745	19880745	19880745	19880745	19880745
Total de pagos	24703546	18512579	20506995	22495069	22495069	22495069	22495069	22495069	22495069	22495069	22495069
Total de cobros	0	48210000	54236250	60262500	60262500	60262500	60262500	60262500	60262500	60262500	60262500
Mov. de fondos	-24703546	29697421	33729255	37767431	37767431	37767431	37767431	37767431	37767431	37767431	37767431
Mov. de fondos acumulado	-24703546	4993875	38723130	76490561	114257992	152025422	189792853	227560283	265327714	303095144	340862575
Mov. F. actualizado	-24703546	26997655	27875417	28375230	25795663	23450603	21318730	19380664	17618785	16017077	14560979
VAN	\$ 196687258										

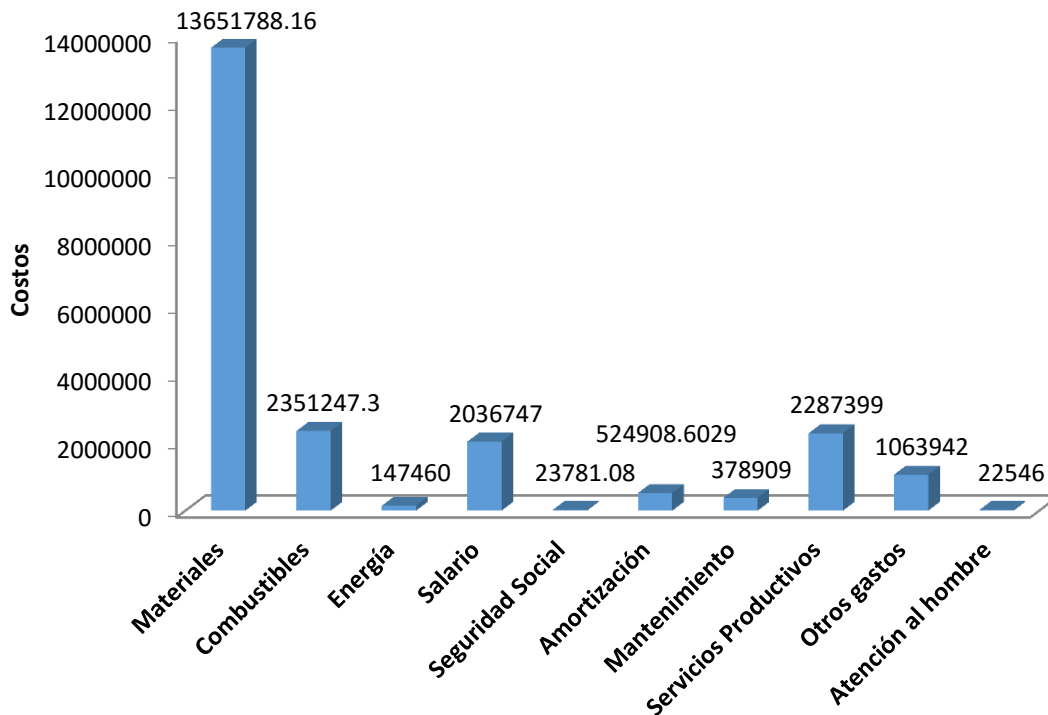
Anexo 7. Estructura de costo actual.

Estructura de costo actual

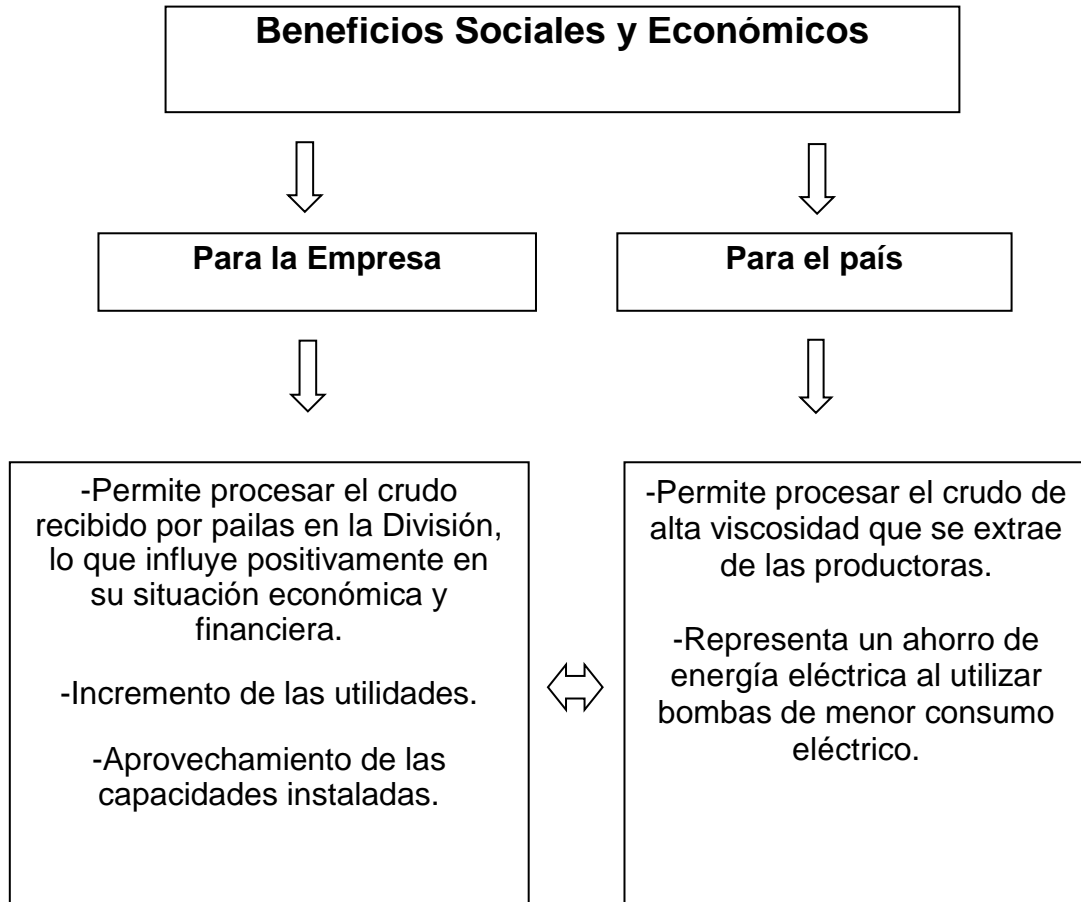


Anexo 8. Estructura de costo de la variante.

Estructura de costo de la variante



Anexo 9. Diagrama costo – beneficio.



Anexo 10. Descargadero de pailas (Área 3).



Anexo 11. Tanques 71 y 72 del área 3.

