

Universidad de Matanzas
“Camilo Cienfuegos”
Facultad de Ingenierías
Departamento de Química e Ingeniería Química



Trabajo de Diploma

Título: Evaluación del sistema de tratamiento y trasiego de crudo en la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas. Propuestas de modificaciones tecnológicas.

Autor: Ibette Vera Pérez

Tutores: Ing. Elina Pérez Moré

Dr.C Jesús Luis Orozco

Matanzas, junio 2013

Nota de aceptación

*Declaración de
autoridad*

Declaración de autoridad.

Yo, Ibette Vera Pérez, declaro que soy la única autora de este Trabajo de Diploma, que lleva por título “Evaluación del sistema de tratamiento y trasiego de crudo en la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas. Propuestas de modificaciones tecnológicas”, por lo que autorizo a la Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos” y a la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas a hacer uso del mismo con la finalidad que estimen conveniente.

Ibette Vera Pérez

Pensamiento

Pensamiento.

“Hay una fuerza motriz más poderosa que el vapor, la electricidad y
la energía atómica: la voluntad.”

Albert Einstein

Dedicatoria

Dedicatoria.

A mi papá, que es mi luz.

Agradecimientos

Agradecimientos.

A la Revolución Cubana, por darme el privilegio de formarme profesionalmente.

A mi papá, por ser mi ejemplo y mi guía.

A mi mamá, por existir.

A mis abuelos, por su amor ilimitado y su fe en mí.

A Evelio, por su apoyo, su sabiduría e incondicionalidad.

A mis tutores Elina y Orozco, por sus conocimientos y su dedicación.

A todos mis profesores, por contribuir con mi formación.

Al Doctor Osvaldo García, por su contribución científica y su paciencia.

A los amigos.

A todos los que han hecho posible este sueño.

A la vida.

Resumen

Resumen.

En el presente Trabajo de Diploma se realiza una evaluación del sistema de trasiego de crudo de la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas, proponiéndose modificaciones tecnológicas para solucionar los problemas de calentamiento y reducción de viscosidad existentes en esta y asumir los cambios previstos en el crudo a manipular, que incluyen reducción de la viscosidad por adición de nafta y calentamiento hasta los valores requeridos por los clientes. Para ello se realizó un análisis de la bibliografía existente sobre el tema, que constituye la base teórica de este trabajo. Se analizan las condiciones de operación requeridas en la succión de las bombas, demostrándose que no son capaces de manipular el flujo de crudo bajo las nuevas condiciones de explotación. Se determina el caudal máximo de nafta a inyectar para la reducción inicial de viscosidad, siendo de 9,6 y 13,5 m³/h para llegar a 1 400 cSt y 1 100 cSt respectivamente, seleccionándose para ello una bomba ITUR 32/160. Se comprueba también la adaptabilidad de los calentadores en existencia para las condiciones de operación actuales. Asimismo, se determina que el déficit de generación de vapor en los picos del sistema es de 16,1 t/h por lo que se propone adquirir una caldera de 25t/h. Se realiza además la evaluación técnico-económica de las propuestas de modificaciones, determinándose que su aplicación genera un incremento en las ganancias de la empresa de 219 055 921,9 \$/año y demostrándose la factibilidad de la inversión derivada de ellas al arrojar todos los indicadores económicos resultados aceptables.

Abstract

Abstract.

Throughout the present work an assessment of the oil transfer system of the Matanzas Fuel Trading Company is done; proposing technological modifications to solve the problems of heating and viscosity reduction in this and assume existing planned changes in crude handling including viscosity reduction by adding naphtha and increasing heat to the values required by the customers. For this purpose, a bibliographic analysis of the existing literature on the subject was done as this is the theoretical basis of this work. The required operating conditions of the pump suction are evaluated, proving that they are unable to handle the oil flow under the new operating conditions. The maximum flow of naphtha to be injected for the initial reduction in viscosity is determined; it being 9.6 and 13.5 m³ / h to reach 1400 cSt and 1100 cSt respectively, the pump selected for this is the type ITUR 32/160. The adaptability to the current conditions of the heaters available is also verified. It is established as well that the deficit of the steam generation at the time when the system takes a peak is 16.1 t / h and therefore the acquisition of a boiler of 25t / h is recommended. A technical and economical assessment of the proposed changes, is also carried out determining that the enforcement of these will lead to an increase of the company profit of 219 055 921.9 \$ / year, which demonstrates the feasibility of the corresponding investment considering that all economic indicators are within the accepted values.

Tabla de contenidos

Tabla de contenidos.

Introducción.	1
Capítulo 1. Revisión bibliográfica.	4
1.1. Temas generales sobre el petróleo crudo.	4
1.1.1. Composición química del petróleo.	4
1.1.2. Propiedades físicas del petróleo.	5
1.1.3. Clasificación del petróleo.	7
1.1.4. Los derivados del petróleo.	8
1.1.5. La importancia del petróleo pesado.	9
1.2. Manejo y transportación del petróleo pesado.	11
1.2.1. Medios de transportación del petróleo pesado.	11
1.2.2. Bombas más empleadas en el trasiego de petróleo crudo.	13
1.3. Tecnologías de tratamiento para el manejo y transporte de crudo pesado de alta viscosidad.	14
1.3.1. Dilución.	15
1.3.2. Calentamiento.	15
1.3.2.1. Intercambiadores de calor.	16
1.3.2.2. Análisis realizados en los intercambiadores de calor.	18
1.3.2.3. Intercambiadores de calor más empleados en la industria del petróleo.	18
1.3.2.4. Ecuaciones fundamentales en transferencia de calor.	19
1.3.2.5. Vapor como medio de calentamiento.	19
1.3.2.6. Análisis de apreciación de un intercambiador de calor existente.	20
1.3.3. Emulsión aceite/agua.	21
1.3.4. Mejoramiento Parcial.	22
1.3.5. Flujo anular.	23
1.3.6. Reductores de fricción.	23
1.4. Conclusiones parciales del capítulo.	24
Capítulo 2. Materiales y métodos.	26
2.1. Descripción del área objeto de estudio.	27
2.2. Caracterización de los principales problemas de calentamiento y reducción de viscosidad en la ECCM.	29

2.3. Metodología empleada para la evaluación de las bombas de la Base de crudo para las nuevas condiciones de operación.	30
2.4. Propuestas de modificaciones tecnológicas para la solución de los problemas de calentamiento y reducción de viscosidad del crudo en la ECCM.	33
2.4.1. Propuestas para la recepción del crudo de alta viscosidad proveniente de EPEP Centro y EPEP Occidente.	33
2.4.2. Propuestas para el almacenamiento del crudo nacional de alta viscosidad.	33
2.4.3. Propuestas para la entrega de crudo a los clientes.	34
2.5. Metodología empleada para el cálculo del consumo de nafta en la reducción inicial de viscosidad.	34
2.6. Proceder utilizado para la selección de la bomba de inyección de nafta.	35
2.6.1. Proceder utilizado para el cálculo de la potencia eléctrica demandada por la bomba de inyección de nafta a instalar.	36
2.7. Determinación de la adaptabilidad de los calentadores existentes. Análisis de apreciación.	36
2.7.1. Metodología de cálculo.	37
2.8. Evaluación energética de las modificaciones propuestas.	47
2.8.1. Metodología empleada para la determinación de las necesidades de vapor de las propuestas de modificaciones.	47
2.8.2. Metodología empleada para el cálculo de la eficiencia de los generadores de vapor instalados.	48
2.9. Evaluación económica de las modificaciones propuestas.	50
2.9.1. Metodología empleada para la estimación de la inversión.	50
2.9.2. Metodología de cálculo de los indicadores de factibilidad económica de la inversión.	50
Capítulo 3. Análisis de los resultados.	53
3.1. Análisis de los resultados obtenidos en la evaluación de las bombas de la Base de crudo para las nuevas condiciones de operación.	53
3.2. Análisis de las propuestas de modificaciones tecnológicas para la solución de los problemas de calentamiento y reducción de viscosidad del crudo en la ECCM.	54
3.3. Análisis de la evaluación energética de las modificaciones propuestas.	60
3.4. Análisis de la evaluación económica de las modificaciones propuestas.	63

3.4.1. Análisis de la factibilidad económica de la inversión.	63
3.4.2. Análisis del efecto económico de las modificaciones propuestas.	64
3.5. Conclusiones parciales del capítulo.	65
Conclusiones.	67
Recomendaciones.	68
Bibliografía.	69
Anexos.	74

Introducción

Introducción.

La disminución del suministro de petróleo, los altos precios de la energía y la necesidad de restituir las reservas, están incentivando a las compañías petroleras a la explotación de yacimientos de petróleos pesados de baja calidad. Como el petróleo pesado es menos valioso, más difícil de producir y de refinar que los petróleos convencionales, surge la pregunta acerca del por qué del interés de las compañías petroleras en comprometer recursos para extraerlo. La primera parte de la respuesta es que ante la coyuntura actual, muchos yacimientos de petróleo pesado ahora pueden ser explotados en forma rentable. La segunda parte de la respuesta es que estos recursos tienen una mayor disponibilidad. El total de recursos de petróleo del mundo es de aproximadamente 1,4 a 2,1 trillones de metros cúbicos. El petróleo convencional representa sólo un 30% aproximadamente de ese total, correspondiendo el resto a petróleo pesado, extrapesado y bitumen. (Belani, 2010)

Los petróleos pesados y viscosos presentan desafíos en el análisis de fluidos y obstáculos para la recuperación, que están siendo superados con la nueva tecnología y las modificaciones de los métodos de explotación desarrollados para los petróleos convencionales, prometiendo desempeñar un rol muy importante en el futuro de la industria petrolera, por lo que 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. (Ramírez, 2011)

En Cuba, la actividad petrolera se considera como una de las ramas que están en un proceso de expansión dentro de la economía cubana actual. Esto viene avalado, desde inicios de los años noventa hasta la actualidad, por el ritmo significativo en sus resultados productivos, el impacto en la economía y, en especial, el ahorro energético y en divisas para el país. (Belani, 2010)

A pesar de que el petróleo cubano es pesado, contiene un alto contenido de azufre y de productos asfálticos, Rodríguez, (2004) señala que representa para el país una posibilidad real de enfrentar la dependencia energética y crear las bases para el autoabastecimiento energético a partir de fuentes nacionales.

Un reto importante para la economía nacional sería trabajar con un nivel de eficiencia considerable en el uso del petróleo nacional.

Con el objetivo de distribuir y comercializar el petróleo crudo nacional y mezclas de éste en la provincia de Matanzas, se creó la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas (ECCM), que para este fin, cuenta con oleoductos capaces de trasladar el combustible a los consumidores que lo requieran.

El crudo que actualmente se recibe en ella de las distintas productoras presenta diferentes valores de viscosidad, estando el máximo en el entorno de 1400 cSt para 50 °C. La temperatura de recepción para el crudo suministrado por la Empresa de Producción y Explotación de Petróleo Centro (EPEP Centro) es de 30 °C y 40 °C para el procedente de la Empresa de Producción y Explotación de Petróleo Occidente (EPEP Occidente).

El calentamiento actual del crudo se realiza de forma dispersa en diferentes áreas de la empresa en función de su destino final, encontrándose gran parte de los equipos destinados a ello en mal estado técnico y operacional, presentando problemas tales como: dificultades para su operación por embotellamiento y elevada caída de presión debido a que fueron diseñados para otras funciones; inconvenientes relacionados con el esquema de instalación empleado, además de problemas de diseño y mal estado técnico que obligan a sacar equipos de servicio con frecuencia.

En cuanto a la reducción de viscosidad hasta el valor pactado con el cliente, ésta se realiza en las operaciones de entrega de producto a buques o en la preparación de mezclas a almacenar en los tanques, lo que implica un gasto adicional de energía por rebombeo del producto desde un área a otra.

A estos problemas existentes se agrega el agravante de que está prevista la recepción de un crudo de alta viscosidad con valores en el entorno de 2 600 cSt para 50 °C.

Si se tienen en cuenta los valores actuales de temperatura de llegada del crudo (entre 30°C y 40°C) existe la posibilidad real de recibir un crudo con viscosidad muy elevada (superior a 16239 cSt para 30 °C), lo que puede propiciar una situación crítica en la manipulación de este producto.

Es por ello que el problema científico que da lugar al presente trabajo investigativo es:

Problema científico:

Las dificultades actuales que existen en la ECCM para el calentamiento del crudo nacional, unido a la recepción de un crudo de alta viscosidad prevista para un futuro cercano pueden propiciar una situación crítica en la manipulación de este producto.

Para dar solución a dicho problema, se plantea la siguiente hipótesis:

Hipótesis:

Si se realiza una evaluación del sistema de tratamiento y trasiego de crudo en la ECCM, será posible proponer las modificaciones tecnológicas necesarias que permitan manipular el crudo de alta viscosidad y entregarlo a los clientes con las especificaciones de calidad establecidas.

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

Objetivo General:

Realizar propuestas de modificaciones tecnológicas que permitan manipular el crudo de alta viscosidad sin afectar los equipos de bombeo y que garanticen la entrega a los clientes con las especificaciones de calidad establecidas.

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

Objetivos Específicos:

- Determinar los principales métodos a emplearse para el tratamiento del crudo pesado de alta viscosidad.
- Analizar las condiciones de operación requeridas en la succión de las bombas para manipular el crudo de alta viscosidad.
- Proponer modificaciones tecnológicas que solucionen los problemas de calentamiento y reducción de viscosidad para garantizar la calidad del producto requerida por los clientes.
- Realizar un análisis técnico-económico de las modificaciones propuestas.

Capítulo 1

Capítulo 1. Revisión bibliográfica.

En el presente capítulo se realiza un estudio crítico de los contenidos científico- técnicos así como de las experiencias acumuladas sobre diversos temas relacionados con el trasiego de petróleos crudos o mezclas mejoradas de este, lo que conforma el basamento teórico de la investigación realizada. En el mismo se abordan las siguientes temáticas:

- Temas generales sobre el petróleo crudo.
- Manejo y transportación del petróleo pesado.
- Tecnologías de tratamiento para el manejo y transporte de crudo pesado de alta viscosidad.

1.1. Temas generales sobre el petróleo crudo.

1.1.1. Composición química del petróleo.

Como consecuencia de su origen, condiciones de evolución y antigüedad, los crudos tienen diferente composición en cuanto al tipo y cantidad de familias químicas hidrocarbonadas de las que están formadas. Las características físicas varían en función de esta composición e inciden en las posibilidades de refinado o aprovechamiento para la obtención de sus productos derivados, principalmente combustibles, lubricantes, asfaltos y materias primas para la petroquímica, así como en su valoración económica. (Tourkmani, 2009).

En este sentido, Ríos, (2008) plantea que el petróleo es una mezcla muy compleja de composición variable, de hidrocarburos de diversos puntos de ebullición y estados sólido, líquido y gaseoso, que se disuelven unos en otros para formar una solución de viscosidad variable. Los crudos en su composición contienen hidrocarburos saturados o parafinas, hidrocarburos insaturados u olefinas, hidrocarburos cíclicos saturados o naftenos e hidrocarburos bencénicos o aromáticos. En el petróleo natural, además de hidrocarburos, existen nitrógeno, azufre, oxígeno, colessterina, productos derivados de la clorofila y de las heminas (porfirinas) y, como elementos trazas: vanadio, níquel, cobalto y molibdeno.

Como consecuencia de la presencia de los compuestos orgánicos nombrados, el petróleo presenta polarización rotatoria, lo cual revela claramente que se trata de un compuesto de origen orgánico, formado a partir de restos animales y vegetales. Dicha composición varía de un yacimiento a otro, e incluso varía el contenido de las diversas sustancias que resultan contaminantes, las cuales es preciso eliminar en mayor o menor grado: gas, azufre (que junto con el sulfhídrico, mercaptanos y tioalcoholes pueden alcanzar hasta un 3%), sales, compuestos oxigenados y nitrogenados, trazas de metales, etc.

El análisis de las propiedades físico-químicas en el laboratorio proporciona evidencias sobre la cantidad y calidad de los productos que se pueden extraer del petróleo crudo. Por ejemplo una alta tensión de vapor, revela la presencia de gas, mientras que altos valores de densidad y viscosidad, indican una reducida proporción de gasolina o un contenido importante de betún o parafina. (Ayala, 2009)

1.1.2. Propiedades físicas del petróleo.

Todos los petróleos, livianos, medianos, pesados y extrapesados, tienen características y propiedades físicas y químicas que a la vista sirven para distinguir y apreciar unos de otros. Otras características tienen que ser determinadas por análisis de laboratorio. En la bibliografía consultada (Scott, *et al*, 2007; Castillo, 2011 y Armas, 2011) se puede constatar que entre las principales propiedades físicas del petróleo se encuentran: color, olor, gravedad específica y viscosidad. Las mismas se definen a continuación:

Color.

Generalmente se piensa que todos los crudos son de color negro, sin embargo, por transmisión de la luz, los crudos pueden tener color amarillo pálido, tonos de rojo y marrón hasta llegar a negro. 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.

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. (Tourkmani, 2009)

Gravedad específica.

Según Danesh, (1998): “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”.

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

Donde:

ρ_0 : Densidad del petróleo.

ρ_w : Densidad del agua.

La industria petrolera internacional adoptó hace ya más de setenta 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:

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

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

En las que 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:

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

Viscosidad.

De acuerdo a lo planteado por Campos , (2010) puede decirse que la viscosidad es una de las características más importantes de los hidrocarburos en los aspectos operacionales de producción, transporte, refinación y petroquímica. Según Fox y McDonald, (1995): “La viscosidad es una propiedad de los líquidos y gases que caracteriza su resistencia a fluir debido a la fricción entre sus moléculas”. 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. Esta disminución de la viscosidad hace que la fricción sea menor y, por ende, facilita el flujo y hace que la presión requerida para el bombeo por tubería sea menor.

De acuerdo con la literatura (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. Las mismas quedan definidas 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 centipoises dividida por la gravedad específica, a la misma temperatura. Se designa en Stokes o Centistokes.

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. Según Marfisi y Moreno, (2007) la viscosidad de los petróleos pesados y extrapesados es elevada, llegando a alcanzar los 100 000 cSt.

1.1.3. Clasificación del petróleo.

Según Scott, *et al*, (2007) en dependencia de su composición química y sus propiedades físicas existen diferentes clasificaciones de los crudos de acuerdo al contenido de azufre, parafina, sustancias resinosas y otras impurezas.

Sobre la base de la clase de hidrocarburos que predominan en el petróleo se encuentran: petróleos de base parafínicas, petróleos de base asfáltica o nafténica y petróleos de base mixta, cuyas características se ofrecen a continuación.

Petróleos de base parafínica: En su composición predominan los hidrocarburos saturados o parafínicos. Son de baja viscosidad, de colores claros y bajo peso específico (aproximadamente 0,85 kg/L). Producen abundante parafina y poco asfalto por destilación. Contienen mayores porcentajes de nafta y aceite lubricante. Las parafinas livianas dan buenos aceites para usos domésticos, pues no producen humo al quemarse, tienden a resistir el calor. Las parafinas más espesas contienen cristales blancos y blandos que cuando son aislados y refinados forman lo que se conoce como cera parafinada. Se encuentran generalmente en Pensilvania, West Virginia y centro de Estados Unidos.

Petróleos de base nafténica: Se caracterizan por contener hidrocarburos etilénicos y dietilénicos, cíclicos ó ciclánicos (llamados nafténicos), y bencénicos ó aromáticos. Son muy viscosos, de coloración oscura y mayor peso específico (aproximadamente 0,950 kg/L). Fueron originados por yacimientos, que al aflorar perdieron sus hidrocarburos volátiles y sufrieron la oxidación y polimerización de los etilénicos. Generalmente contienen gran proporción de fracciones volátiles, es decir, componentes que se evaporan fácilmente. Se encuentran generalmente en la antigua URSS, Perú, California y Golfo de Méjico. En Cuba se encuentra en la zona de Motembo.

Petróleos de base asfáltica: Contienen además de carbono e hidrógeno, gran cantidad de azufre. En la destilación avanzada o más completa rinden una cantidad relativamente alta de alquitrán y asfalto. Son muy viscosos, de coloración oscura y mayor peso específico (aproximadamente 0,950 kg/L). Se pueden encontrar en Méjico, Venezuela, California y el Caribe.

Petróleos de base mixta: De composición de bases intermedias, están formados por toda clase de hidrocarburos, saturados y no saturados (etilénicos y acetilénicos) y cíclicos (ciclánicos ó nafténicos y bencénicos o aromáticos). Predominan en la mayoría de los yacimientos a nivel internacional. Se pueden encontrar en Kansas, Oklahoma y Texas.

Por otra parte, Algel y Boduszynski, (2000) ofrecen otra clasificación del petróleo atendiendo a su gravedad API, en liviano, mediano, pesado y extrapesado.

Crudos livianos o ligeros: Aquellos con densidades entre 0,87–0,83 g/cm³ y gravedades API entre 31,1-39,0 °API (mayores de 39 se consideran superligeros).

Crudos medianos: Aquellos con densidades entre 0,92-0,87 g/cm³ y gravedades API entre 22,3–31,1 °API.

Crudos pesados: Aquellos con densidades entre 1,0–0,92 g/cm³ y gravedades API entre 10,0 y 22,3 °API.

Crudos extrapesados: Aquellos también llamados bitumen, con densidades mayores de 1,0 g/cm³, y gravedades API menores de 10,0 °API.

Scott, *et al*, (2007) y Campos, (2010) coinciden con estos valores de gravedad API, aunque amplian el rango de los crudos livianos o ligeros a gravedades mayores de 31,1⁰API.

En las negociaciones de compraventa, intercambio y mezcla de crudos, el precio del metro cúbico o del barril de crudo depende de la gravedad API correspondiente. Tradicionalmente los crudos que más demanda tienen en el mundo son los crudos ligeros, ya que al contener una menor proporción de azufre, resultan los más idóneos para la producción de gasolina y otros combustibles. Los crudos más pesados se suelen usar para la fabricación de aceites para calefacción y pueden ser utilizados también para la producción de gasolina, aunque a costos de refinería más elevados. No obstante, en los momentos actuales, cuando la producción de petróleo convencional a nivel mundial tiende a disminuir por problemas de disponibilidad del petróleo ligero y la demanda aumenta cada vez más, con un aumento inusual de los precios, el interés por los crudos pesados y el desarrollo de tecnologías para su explotación se incrementan. (Armas, 2011)

1.1.4. Los derivados del petróleo.

El petróleo crudo no tiene aplicaciones prácticas tal y como se obtiene de sus yacimientos, sin embargo, sometido a las operaciones básicas de la industria de refinación, da lugar a un conjunto de productos de uso energético directo, otros con diferentes aplicaciones y también otros que son materia prima de la industria de síntesis orgánica y petroquímica. (Belani, 2010)

En la bibliografía consultada (West, *et al*, 2009; Belani, 2010 y Campos, 2010) se recogen como principales derivados del petróleo los siguientes:

- Gases licuados (LPG): propano más butano.
- Gasolinas automotor y aviación.
- Combustibles o querosenos de aviación.
- Gasóleos automotor.
- Gasóleos para otros motores diesel (tractores, locomotoras, etc.)
- Gasóleos de calefacción o *heating oil*.
- *Fuel oil bunker* para buques.
- *Fuel oil* para hornos, calderas industriales, calefacción, centrales térmicas, grupos electrógenos.
- Disolventes.
- Aceites lubricantes.
- Betunes para la fabricación de asfaltos.
- Coque combustible y para fabricación de electrodos.
- Productos derivados y especialidades (azufre, extractos aromáticos, parafinas, etc.).

Según West, *et al*, (2009) además de los productos de utilización energética, una refinería produce otros no terminados o para materia prima de la Petroquímica como el propio LPG y las naftas de destilación directa. El rendimiento que de cada producto se obtiene en una refinería depende del crudo procesado y el sistema de procesos utilizados.

1.1.5. La importancia del petróleo pesado.

La merma del suministro de petróleo, los altos precios de la energía y la necesidad de restituir las reservas, están incentivando 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 obstáculos para la recuperación, que están siendo superados con la nueva tecnología y las modificaciones de los métodos desarrollados para los petróleos convencionales.

La mayor parte de los recursos de petróleo del mundo corresponde a hidrocarburos viscosos y pesados, que son difíciles y caros de producir y refinar. Por lo general, 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 erogaciones para la extracción de productos utilizables y la disposición final de los residuos. Con la gran demanda y los altos precios del petróleo, y estando en declinación la

producción de la mayoría de los yacimientos de petróleo convencionales, la atención de la industria en muchos lugares del mundo se está desplazando hacia la explotación de petróleo pesado. (Belani, 2010)

Con relación a lo planteado anteriormente, West, *et al*, (2009) añaden que 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 producibilidad y la recuperación es la viscosidad del petróleo. Cuanto más viscoso es el petróleo, más difícil resulta producirlo.

Según Correa, (2005) no existe ninguna relación estándar entre densidad y viscosidad, pero los términos “pesado” y “viscoso” tienden a utilizarse en forma indistinta para describir los petróleos pesados, porque los petróleos pesados tienden a ser más viscosos que los petróleos convencionales.

Como el petróleo pesado es menos valioso, más difícil de producir y más difícil de refinar que los petróleos convencionales, surge la pregunta acerca del porqué del interés de las compañías petroleras en comprometer recursos para extraerlo. Belani, (2010) plantea que 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. La segunda parte de la respuesta es que estos recursos son abundantes. El total de recursos de petróleo del mundo es de aproximadamente 1,4 a 2,1 trillones de metros cúbicos. El petróleo convencional representa sólo 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. (Ramírez, 2011)

En Cuba, la actividad petrolera se considera como una de las pocas ramas que están en un proceso de expansión dentro de la economía cubana actual. Esto viene avalado, desde inicios de los años noventa hasta la actualidad, por el ritmo significativo en sus resultados productivos, el impacto en la economía y, en especial, el ahorro en divisas y energético para el país.

A pesar de que el petróleo cubano es pesado, contiene un alto contenido de azufre y de productos asfálticos, representa una posibilidad real que tiene el país para enfrentar la dependencia energética y crear las bases para el autoabastecimiento energético a partir de fuentes nacionales. Las características negativas del petróleo nacional han tenido un impacto determinado sobre los procesos tecnológicos industriales, pero los especialistas innovadores han ido produciendo

materiales y diferentes aleaciones con el fin de contraponer los efectos nocivos del petróleo nacional. (MINBAS, 2001)

En este sentido, Rodríguez, (2004) señala que se han obtenido avances importantes en áreas específicas y producciones determinadas, lográndose experiencias para el manejo futuro del portador en toda la economía nacional. Un reto importante para la economía nacional sería trabajar con un nivel de eficiencia considerable en el uso del petróleo nacional.

Teniendo en cuenta lo planteado en este epígrafe se puede concluir que en estos momentos, producto de la disminución de las reservas petroleras explotables a nivel mundial, lo cual además conlleva a un incremento acelerado de los precios del petróleo, el petróleo pesado ha adquirido una mayor importancia en la industria en sentido general, tendencia que irá en aumento en los años por venir, por lo que se hace indispensable incrementar la eficiencia en su empleo así como en las técnicas empleadas para su trasiego, siendo su elevada viscosidad uno de los factores determinantes en ello. Cuba se encuentra obligada, dado las características de los crudos nacionales, a priorizar las investigaciones encaminadas a este fin.

1.2. Manejo y transportación del petróleo pesado.

1.2.1. Medios de transportación del petróleo pesado.

El papel del transporte en la industria petrolera es considerable debido a que los yacimientos más importantes se encuentran a millares de kilómetros de los centros de consumo. El suministro diario de crudos y otros hidrocarburos requeridos por las refinerías y otros consumidores se transporta en buques-tanques, oleoductos y/o gasoductos. (Galván, *et al*, 2007)

El superpetrolero es el medio más económico para transportar energía, bajo la forma que sea; tiene asimismo la ventaja de una gran flexibilidad de utilización. Los "buques-tanques", barcos donde el petróleo es transportado, se construyen generalmente para este fin y son, en realidad, verdaderos tanques flotantes. Son el medio de transporte más utilizado para el comercio mundial del petróleo. La capacidad de estas naves varía según el tamaño de las mismas y de acuerdo con el servicio y las rutas que cubran. Algunas pueden transportar cientos de miles de barriles e incluso millones.

Desde el punto de vista de los productos que deben transportar, se pueden dividir estos buques en dos tipos principales: los buques petroleros cruderos (*Crude Oil Tankers*) propiamente dichos y los livianeros (*Product Tankers*).

Los primeros transportan petróleo crudo desde la terminal marítima del yacimiento (prácticamente su lugar de origen) hasta la propia refinería o, por razones logísticas, hasta la

cabecera de un oleoducto. También pueden transportar derivados pesados como por ejemplo el *Fuel Oil*, ya que existe la posibilidad de calentarlos.

Los segundos, en su mayoría de porte inferior, transportan básicamente productos refinados tales como naftas, gasoil, kerosenes, etc. El transporte de estos productos puede ser realizado en forma simultánea y debidamente segregados. Los buques más modernos disponen de bodegas protegidas (*coating*) que preservan aún más la calidad de la carga transportada. (Gadea, 2009)

La *pipe-line* de petróleo bruto (oleoducto) es el complemento indispensable y a veces el competidor del navío de alta mar. En efecto, conduce el aceite del yacimiento situado a una distancia más o menos grande de tierra adentro, al puerto de embarque del yacimiento submarino a la costa más cercana; del yacimiento directamente a la refinería o finalmente, del puerto de desembarco a la refinería.

La instalación de un nuevo oleoducto requiere gran cantidad de estudios previos, en los cuales se tiene en cuenta todo lo que puede acortar o beneficiar el proceso del transporte. El sistema de transporte del petróleo por tuberías resulta tan eficiente y económico que existen hoy miles de kilómetros de ellas, que van desde los pozos de los que surge el preciado líquido hasta los establecimientos de refinación o hasta las estaciones y puertos de embarque del producto. El aceite mineral es bombeado por kilómetros y kilómetros a través de las tuberías del oleoducto. Una serie de estaciones de bombeo lo va empujando hasta que llega a las refinerías, en donde pasará los procesos de destilación. (Galván, *et al*, 2007)

De acuerdo con lo planteado por Castañeda, *et al*, (2008) desde el punto de vista operacional, las tuberías utilizadas para el transporte de hidrocarburos se clasifican según su importancia en:

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

Según Rodríguez, (2012) la capacidad de transporte de los oleoductos varía y depende del tamaño de la tubería. Es decir, entre más grande sea el diámetro; mayor es la capacidad. Estas líneas de acero pueden ir sobre la superficie o bajo tierra y atraviesan la más variada topografía. En la parte inicial del oleoducto una estación de bombeo impulsa el petróleo y, dependiendo de la topografía por donde este pase, se colocan estratégicamente otras estaciones para que le permitan superar sitios de gran altura. Los oleoductos disponen también de válvulas que permitan controlar el paso del petróleo y atender oportunamente situaciones de emergencia, como las que periódicamente ocurren.

1.2.2. Bombas más empleadas en el trasiego de petróleo crudo.

Existen muchos tipos de bombas para diferentes aplicaciones. Los factores más importantes que permiten escoger un sistema de bombeo adecuado son: presión de descarga, presión de proceso, velocidad de bombeo y tipo de fluido a bombear (la eficiencia de cada bomba varía según el tipo de fluido). (Fox y McDonald, 1995)

Streeter, *et al*, (2008) ofrecen una clasificación de las bombas que es mostrada en la figura 1.1.

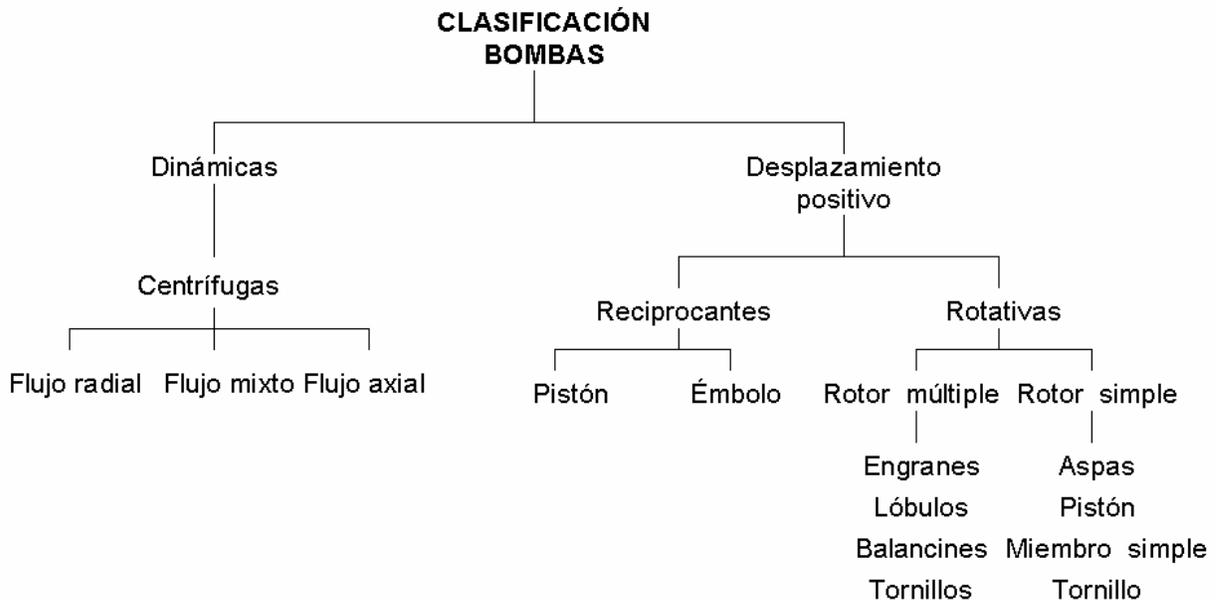


Figura. 1.1. Diagrama de clasificación de las bombas. Fuente: (Ramos, 1995)

En la industria petrolera a nivel mundial, las bombas más utilizadas en el trasiego de crudo son las bombas rotatorias de desplazamiento positivo, adecuadas para trabajar con fluidos altamente viscosos con un apreciable contenido de sólidos, debido a que la viscosidad creciente ayuda a la bomba al perderse menos líquido en el deslizamiento e incrementarse el flujo neto de avance, lo cual contrarresta las pérdidas por fricción y la caída en la relación carga-capacidad de la bomba. (Muñoz, 2011)

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

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

Karassik, *et al*, (2001) ofrecen la siguiente clasificación de las bombas de tornillo:

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

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

1.3. Tecnologías de tratamiento para el manejo y transporte de crudo pesado de alta viscosidad.

Cuando el petróleo crudo pesado tiene una muy alta viscosidad, este no puede ser transportado a grandes distancias a través de tuberías convencionales, pues esto implica mayor fricción y por consiguiente altas caídas de presión. Por tal motivo, su trasiego requiere de técnicas especiales que mejoren sus propiedades de flujo. Hoy en día, en el mundo se aplican técnicas que se basan en el empleo de tratamientos adicionales como reductores de viscosidad (dilución, calefacción, emulsión aceite/agua, aditivos, mejoramiento parcial en sitio), o reductores de fricción (flujo anular, agentes reductores de fricción).

En Cuba, sin embargo, para disminuir la viscosidad de los crudos pesados se emplean solamente métodos basados en el calentamiento y la dilución. (Rojas, 2010).

Cada una de las tecnologías de tratamiento de los crudos pesados para su transporte se describe a continuación.

1.3.1. Dilución.

Según Castañeda, *et al*, (2008): “La dilución de crudos extrapesados es un proceso mediante el cual se mezcla un crudo extrapesado (flujo primario) con otro fluido menos viscoso, el cual recibe el nombre de diluyente”. Esto permite obtener una mezcla con una viscosidad intermedia entre la del fluido primario y la del diluyente. El fluido primario puede ser, por ejemplo, un crudo extrapesado que fluye del yacimiento al pozo y que generalmente posee viscosidades apreciablemente altas. El diluyente puede ser un crudo liviano o un crudo mediano. También se puede usar como diluyentes fluidos como crudo ligero, gasóleos, kerosén, nafta, alcoholes, o solventes orgánicos como el Tert-Amyl Metilo Éter (TAME) y el Metilo Tert-Butil Éter (MTBE), y otros.

Aplicado al sistema actual de transporte de crudo, se visualiza que lo conveniente es mantener la dilución con hidrocarburos, sin perder de vista que esto implica analizar el patrón de flujo y modificaciones a la infraestructura existente, tales como segregaciones de ductos para manejar diferentes corrientes e infraestructura para los recipientes del producto y/o la recuperación del diluyente. (Campos, 2010)

Entre las desventajas del uso de diluyente recogidas en la literatura (Castañeda, *et al*, 2008 y Campos, 2010) se citan:

- Generalmente, tanto los diluyentes como su transporte y almacenamiento son costosos.
- Es necesario contar con fuentes seguras de abastecimiento del diluyente y en las cantidades requeridas.
- Es fundamental disponer de un sistema de inyección de diluyente que posea bombas, líneas, múltiples, equipos de medición y control, entre otros. Esto resulta en un gasto adicional y de mantenimiento apreciable.

1.3.2. Calentamiento.

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

Esto implica que es necesario el calentamiento a temperaturas mayores a 50 °C, aunado al requerimiento de espacio para instalar los generadores, calentadores o trazador de calor, además

de la formación de un porcentaje alto de corrosión, lo que representa un gran problema cuando los ductos se encuentran en el límite de su vida útil. (Rojas, 2010)

1.3.2.1. Intercambiadores de calor.

Un intercambiador de calor es un dispositivo que se utiliza para transferir energía térmica entre dos corrientes o más, entre una superficie sólida y un fluido o entre partículas sólidas y un fluido, a temperaturas diferentes, usualmente sin generación o aporte de calor externo. Los fluidos pueden ser componentes puros o mezclas. Las aplicaciones típicas son calentamiento o enfriamiento de un fluido, evaporación o condensación de una corriente pura o multicomponente y la recuperación o extracción de calor de un sistema. En los intercambiadores de contacto directo no interviene superficie entre los fluidos; en los intercambiadores de contacto indirecto es costumbre definirlos como los dispositivos que se emplean para transferir calor entre dos fluidos o entre una superficie y un fluido. (Kern, 1999)

Existen tres grandes tipos de intercambiadores, según señala Rohsenow, (1998):

1. Recuperador o intercambiador a través de una pared sin almacenamiento de calor. Entre estos se encuentran:

- Intercambiadores de tubos concéntricos.
- Intercambiadores de tubos y coraza.
- Intercambiadores compactos.

2. Intercambiador de contacto directo sin almacenamiento de calor. Entre estos se encuentran:

- Intercambiadores gas – sólido.
- Intercambiadores fluido – fluido, en los que los dos fluidos en contacto son mutuamente inmiscibles.
- Intercambiadores donde uno de los fluidos circulantes se disuelve en el otro.

3. Regenerador, acumulador o intercambiador con almacenamiento de calor.

Los intercambiadores de calor de tubo en tubo (doble tubo) son de diseño más sencillo, por el tubo interno circula uno de los fluidos, mientras que el otro fluido circula por el espacio anular. Dependiendo del sentido del flujo se clasifica en Flujo paralelo y Flujo a contracorriente. (Pavlov, 1981)

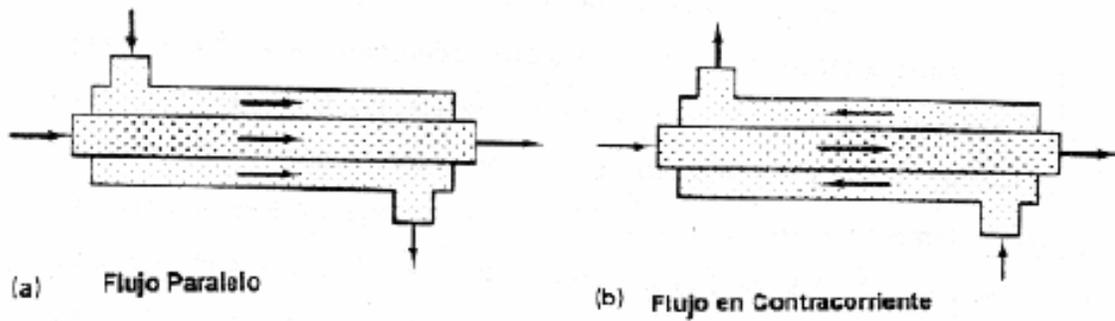


Figura 1.2. Intercambiador de Calor de tubo en tubo. Fuente: (Pavlov, 1981)

Los intercambiadores de calor de tubo y coraza son construidos de tubos paralelos dentro de una coraza. Dependiendo del sentido del flujo se clasifica en Flujo paralelo y Flujo a contracorriente y Flujo cruzado. Por esta razón necesitan de un factor de corrección al diferencial de temperatura media logarítmica (LMTD). En la práctica son diseñados para evitar cruces de perfiles de temperatura y solo en casos extremos las temperaturas de salida son iguales. Son los que comúnmente se utilizan en la industria. (Kern, 1999)

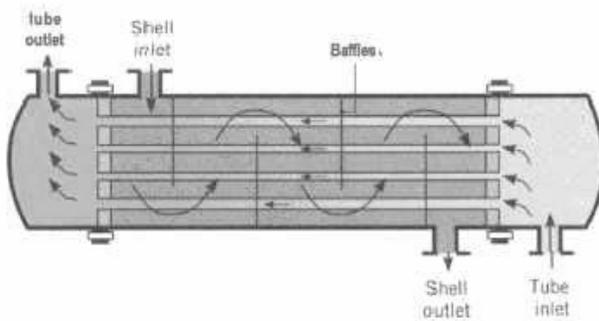


Figura 1.3. Intercambiador de Calor de tubo y coraza. Fuente: (Kern, 1999)

Otro tipo de intercambiador de calor es el de placas. Estos son hechos de láminas de metal corrugado dentro de una caja. La caja consta de dos barras metálicas que soportan y ordenan las láminas. Hay dos tapas en las otras caras que comprimen las láminas corrugadas. Los fluidos fluyen en contracorriente entre parejas de láminas sucesivas. Los corrugados aumentan la rigidez, la turbulencia y por tanto la transferencia de calor en el intercambiador. Los flujos por lo general son turbulentos, excepto cuando la viscosidad es extremadamente alta. (Azbel, 1988)

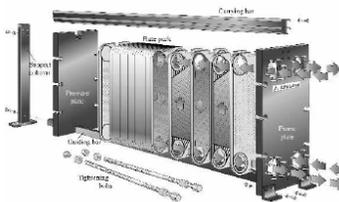


Figura 1.4. Intercambiador de Calor de placa. Fuente: (Azbel, 1988)

1.3.2.2. Análisis realizados en los intercambiadores de calor.

De acuerdo a lo planteado por Rohsenow, (1998) generalmente, algunos términos usados para el cálculo en intercambiadores de calor son frecuentemente confundidos. Estos son evaluación, diseño y selección. La evaluación es un proceso computacional en el cual los flujos y las temperaturas de entrada, las propiedades de los fluidos y los parámetros del intercambiador son conocidos y las temperaturas de salida, el calor intercambiado (si se especifica la longitud del equipo) o la longitud requerida son calculadas como variables de salida. En cualquier caso, la caída de presión de cada corriente será calculada. El diseño es el proceso de determinar todas las dimensiones esenciales de construcción de un intercambiador que debe garantizar una cantidad de calor a intercambiar teniendo en cuenta las limitaciones del lado de la coraza y las caídas de presión permisibles. Además, se deben establecer otros criterios como velocidad mínima y máxima de flujo, facilidad de limpieza y mantenimiento, erosión, limitaciones de tamaño o peso, vibración y expansión térmica. Cada problema de diseño tiene un número de soluciones potenciales, pero solo una tendrá la mejor combinación de características y costo. Selección significa seleccionar un intercambiador a partir de cierta cantidad de unidades ya construidas. Típicamente, estos son unidades estándares mostradas en los catálogos de varios manufactureros.

1.3.2.3. Intercambiadores de calor más empleados en la industria del petróleo.

Según Inclopera, (1999) en la industria petrolera a nivel mundial, así como en la industria química en general, los intercambiadores de calor más utilizados son los de tubos y coraza. Esto se debe a las siguientes razones: son intercambiadores de calor diseñados “a la orden” para cualquier capacidad o condiciones de operación; desde vacío hasta ultra alta presión (alrededor de 100 MPa), desde temperaturas criogénicas hasta altas temperaturas (alrededor de 1100 °C), cualquier diferencia de temperaturas y/o caída de presión entre los fluidos, limitados solo por el material de construcción. Pueden ser diseñados para condiciones especiales de operación como vibración, fluidos altamente incrustantes, fluidos extremadamente viscosos, erosión, corrosión, toxicidad, radioactividad, mezclas multicomponentes y otros. Son los intercambiadores de calor más versátiles en cuanto a variedad de materiales de construcción y tamaño, desde muy pequeños (0,1 m²) hasta gigantes (100 000 m²).

Sin embargo Holman, (1999) señala que los intercambiadores de tubos y coraza no son intercambiadores compactos. La relación área – volumen va desde 50 – 100 m²/m³ (15 – 30 ft²/ft³). Así que, requieren un espacio considerable en planta, estructura de soporte y elevados costos de adquisición, instalación y montaje. Por tanto, la mayoría de ellos son mucho más caros

comparados con el correspondiente intercambiador compacto. De ahí que, sean reemplazados hoy en día por estos siempre que las condiciones de operación lo permitan.

1.3.2.4. Ecuaciones fundamentales en transferencia de calor.

Para cualquiera que sea el tipo de aparato utilizado, si sólo se consideran las condiciones de entrada y de salida de los fluidos, se puede establecer el balance térmico global del aparato escribiendo que la cantidad de calor Q perdida por el fluido caliente es igual a la que gana el fluido frío, si se desprecian las pérdidas térmicas. (Holman, 1999)

$$Q = M \cdot (H_1 - H_2) = m \cdot (h_2 - h_1) \quad (1.5)$$

Las letras mayúsculas se reservan para el fluido caliente y las minúsculas para el fluido frío, mientras que los índices 1 y 2 corresponden respectivamente, a las condiciones de entrada y de salida. M y m representan los caudales másicos de los fluidos; H y h las entalpías de los fluidos en función de sus temperaturas, T y t .

Se puede aplicar la ecuación de Fourier al conjunto del aparato:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta t_m \quad (1.6)$$

Donde:

A: Superficie total de intercambio del aparato.

U: Coeficiente de transmisión global.

Δt_m : Diferencia de temperatura media entre los dos fluidos.

La evolución de la temperatura de cada fluido a partir de la temperatura de entrada T_1 y t_1 , condiciona directamente el valor medio de Δt_m que es función de:

- La naturaleza y caudales respectivos de los dos fluidos.
- El sentido del movimiento relativo de los dos fluidos que puedan circular, ya que a contracorriente pura o a corrientes paralelas, para los aparatos de varios pasos.

El estudio de la diferencia media de temperatura en un aparato se efectúa, según Holman, (1999) suponiendo que el coeficiente global de transmisión U es constante, así como los calores específicos de los fluidos y que no hay cambio de fase.

1.3.2.5. Vapor como medio de calentamiento.

El vapor es uno de los medios de calentamientos más utilizados mundialmente, y puede usarse de dos formas diferentes: como vapor sobrecalentado o saturado. El vapor sobrecalentado se obtiene en general directamente del sobrecalentador del generador de vapor, por lo que en ocasiones se llama vapor vivo o directo. Tiene su aplicación en las máquinas motrices, pero no en los equipos de transferencia, pues generalmente se encuentra a altas presiones. El vapor saturado se obtiene

como escape de las turbinas de contrapresión, por lo que se conoce como vapor de escape. En los casos en que no existan máquinas motrices en la planta y el vapor se genere para su uso en equipos de transferencia de calor se usará como vapor saturado. (Isachenko, 1979)

Según Kern, (1999), en ocasiones el empleo de vapor como medio de calentamiento introduce algunas dificultades tales como:

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

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

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

1.3.2.6. Análisis de apreciación de un intercambiador de calor existente.

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

Hay tres puntos de significación en la apreciación de la adaptabilidad de un intercambiador existente para un nuevo uso.

1. ¿Qué coeficiente U_C puede lograrse por los dos fluidos como resultado de su flujo y sus coeficientes de película individuales h_{i0} y h_o ?

2. Del balance de calor, del área de transferencia conocida (A), y de la diferencia media logarítmica de temperatura (LMTD) para las temperaturas del proceso, se obtiene un valor de diseño o coeficiente de obstrucción U_D . U_C debe exceder a U_D suficientemente, de manera que el factor de obstrucción, que es una medida del exceso de superficie, permita la operación del intercambiador por un periodo de servicio razonable.

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

Cuando estas condiciones han sido alcanzadas, el intercambiador en existencia es apropiado para las condiciones de proceso para las que ha sido evaluado. Al iniciar los cálculos el primer punto es determinar si el fluido caliente o frío deberá pasar por la coraza. No existe una regla rápida para esto. Una corriente puede ser grande y la otra pequeña, el espaciado de los deflectores puede ser tal que en cierta vez el área de flujo del lado de la coraza sea grande. Cualquier selección puede corroborarse intercambiando las dos corrientes y viendo qué arreglos da los mayores valores de U_C sin exceder la caída de presión permitida. (Kern, 1999)

1.3.3. Emulsión aceite/agua.

Según Langevin, *et al*, (2004): “Una emulsión es una mezcla íntima de dos fases inmiscibles en la cual una fase está dispersa, en forma de pequeñas gotas, en la otra fase que permanece continua; la fase dispersa se conoce como fase interna y la continua como fase externa”.

Muy similar a las consideraciones que implican la adición de agentes químicos, Alfonso, (2008) plantea que un factor importante es el papel que juega el posterior rompimiento de la emulsión de crudo en agua. Cabe señalar que, en su mayoría, el costo de los aditivos es elevado y debe sumarse el costo por el rompimiento de las emulsiones, así como el costo para el tratamiento del agua de separación.

Por otro lado, Delgado, (2008) señala que se ha comprobado que la viscosidad de la emulsión aceite-agua se incrementa cuando aumenta el valor de corte de agua a presión y temperatura constante. Sin embargo, la viscosidad de la emulsión aceite-agua disminuye cuando se incrementa la temperatura, mientras que la viscosidad de la emulsión, disminuye después de alcanzar el punto de inversión en donde la emulsión del aceite-agua llega a ser agua-aceite.

Por la condición actual acerca del porcentaje tan alto de agua contenido en la corriente de crudo, dicha solución conduciría a un problema mayor si se piensa en los problemas actuales de deshidratación. (Rojas, 2010)

1.3.4. Mejoramiento Parcial.

Según Ramírez, (2011) este es un proceso que modifica la composición de una parte de la corriente de crudo pesado, mediante la aplicación de una tecnología de mejoramiento parcial (*upgrading*). Entre estas tecnologías se encuentran las siguientes:

Coquización retardada.

Según Rojas, (2010) la coquización es uno de los métodos de conversión profunda empleado para recuperar derivados de interés a partir de crudos pesados y extrapesados. Constituye un proceso de craqueo térmico mediante el cuál se descomponen hidrocarburos presentes en cortes residuales de crudo provenientes de la destilación atmosférica o de vacío, obteniéndose gases, gasolinas, gasóleos, livianos, pesados y coques. El objetivo de este proceso es convertir residuos pesados en productos de valor comercial. Por su parte Ávila, (2011) plantea que en la coquización retardada, primero se carga el material en un fraccionador para separar los hidrocarburos más ligeros y después se combina con el petróleo pesado reciclado. El material pesado pasa al horno de coquización y se calienta hasta altas temperaturas a bajas presiones para evitar la coquización prematura en los tubos del calentador, produciendo así una vaporización parcial y un craqueo suave. La mezcla de líquido y vapor se bombea desde el calentador a uno o más tambores de coque, donde el material caliente permanece aproximadamente 24 horas (retardo) a bajas presiones hasta que se descompone en productos más ligeros.

Adición de hidrógeno (IMP).

El mejoramiento de crudos con solventes donantes de hidrógeno consiste en la reacción entre un compuesto orgánico con baja relación H/C, con un solvente que es capaz de transferir parte de sus hidrógenos para así generar un nuevo compuesto con mayor relación atómica H/C, remover metales y reducir el contenido de heteroátomos, para mejorar la calidad del producto y hacer más fáciles los tratamientos subsecuentes.

Es bien conocido que compuestos obtenidos por hidrogenación de compuestos aromáticos policíclicos, por ejemplo tetralina (1, 2, 3, 4-tetrahidronaftaleno), son empleados como donantes de hidrógeno. (Vivas, 2009)

De acuerdo a lo planteado por Rivero, (2009) la adición de donantes de hidrógeno aumenta la eficiencia de los procesos térmicos de viscorreducción, de forma tal que se obtienen mejores resultados y sin costos excesivos.

Desasfaltado.

Consiste en mezclar los crudos pesados con un solvente especial que hace que los compuestos pesados se precipiten como sólidos; estos sólidos o asfaltenos se retiran, depurando y otorgando

mejor viscosidad al crudo. Al separar los asfaltenos se retiran parte de los metales que lo componen (vanadio, azufre, níquel y carbón), lo cual se suma y contribuye al mejoramiento de la calidad del crudo a transportar, porque fluye más fácilmente. (Carrillo, *et al*, 2010).

La temperatura de operación de estos procesos es superior a los 400°C y presiones superiores a los 5 bar. Lo cual implica altos costos de inversión y operación, pues requiere de instalación de servicios para la operación de la planta (vapor, agua, tratamiento de residuos, generadores de hidrógeno, entre otros). Además de que se forman subproductos que pueden depositarse en los equipos de proceso, lo cual implica su eliminación constante. (Ramírez, 2011)

1.3.5. Flujo anular.

Se produce una película de agua alrededor de las paredes de la tubería para actuar como lubricante en el transporte del crudo pesado (que se encuentra en el centro de la tubería), ya que la presión de bombeo necesaria para mover el fluido lubricado es comparable a bombear agua, sin embargo el agua separada debe tratarse antes de ser desechada.

No se ha encontrado evidencia documental de la aplicación industrial de la tecnología, sólo en pruebas piloto, y qué decir de las incrustaciones que se llegarían a formar durante un paro, lo que requiere altas presiones de arranque, situación que puede resolverse recubriendo la pared interna de la tubería con una solución oleofóbica (teflón). (Rojas, 2010)

1.3.6. Reductores de fricción.

Los agentes reductores de fricción, son productos compuestos por un material (polímeros) que reducen la presión por fricción entre el fluido y la superficie del conducto que lo transporta. Solo funcionan para flujos turbulentos. Existen en el mercado productos comercializados bajo los nombres de Petroluxus™, Flo®Pipeline Booster, Flowplus™ y Clorobenceno, entre otros.

Aún se continúa con la investigación de la estructura química de los polímeros para mejorar su estabilidad, puesto que se degradan como efecto de las fricciones (esfuerzo cortante) que se generan entre el fluido (turbulento) y los ductos. Además de su alto costo, estos aditivos no son estables y se degradan durante el bombeo, perdiendo su actividad y debiendo reponerse a lo largo de la tubería. Por otro lado, debe considerarse la compatibilidad de los inhibidores de corrosión y las implicaciones en las refinerías. (Fernández, 2011)

Cada uno de estos tratamientos se presenta en la tabla 1.1 donde se comparan las ventajas de una forma práctica.

Tabla 1.1. Ventajas de las tecnologías para el transporte de crudo pesado.

	Solución tradicional			Solución en desarrollo		
	Dilución	Calentamiento	Mejoramiento parcial	Emulsión	Flujo anular	Reductor de fricción
Diámetro del ducto	Mayor	Normal	Normal	Mayor	Mayor	Normal
Corrosión	Normal	Potencial	Normal	Potencial	Potencial	Probable
Instalaciones adicionales	Sistema de inyección	Sistema de calentamiento	Mejorador a boca de pozo	Sistema de mezclado y separación de fases	Suministro y eliminación de agua	Ninguna en especial
Costos de operación	Medio-alto	Alto	Alto	Medio	Medio	Medio
Inversión	Media	Media-alta	Alta	Media-alta	Media	Media
Implicaciones ambientales	Derrame de solventes	Consumo de energía	Consumo de energía	Tratamiento para el agua de desecho	Ninguna en especial	Ninguna en especial

Fuente: (Rojas, 2010)

A pesar de que es criterio del autor, analizando lo expuesto en la literatura consultada, que de los métodos de tratamiento para crudos de alta viscosidad el más eficaz es el empleo de reductores de fricción por las ventajas tecnológicas que ofrece (requiere un diámetro de ducto normal, la ocurrencia de corrosión es probable, no requiere ninguna instalación adicional en especial, los costos de operación y la inversión no son considerables, y no tiene ninguna implicación ambiental en particular); como se planteó en el epígrafe 1.4, en Cuba se emplean únicamente el calentamiento y la dilución, pues muchas veces los métodos a emplearse se ven forzados por la necesidad de cumplir estrictamente con las especificaciones de calidad requeridas por los clientes propios de cada industria.

1.4. Conclusiones parciales del capítulo.

Analizando lo expuesto a lo largo del presente capítulo, se concluye que:

1. El empleo del petróleo pesado ha adquirido una mayor importancia en la industria en sentido general, y dadas las características de los crudos nacionales, el país se encuentra obligado a priorizar las investigaciones encaminadas a incrementar la eficiencia en su empleo así como en las técnicas utilizadas para su trasiego.
2. Los oleoductos son el medio más empleado en el trasiego de petróleos pesados a nivel mundial.

3. La viscosidad es el factor más influyente en los problemas operacionales vinculados al trasiego de petróleos pesados.
4. Las bombas más recomendadas por la literatura para el trasiego de petróleos pesados son del tipo rotatorio de desplazamiento positivo (bombas de tornillo), mientras que para el calentamiento de los mismos, los intercambiadores de calor más recomendados son los del tipo de tubos y coraza.
5. Los principales métodos a emplearse para el tratamiento del crudo pesado de alta viscosidad son: la dilución, el calentamiento, la emulsión aceite/agua, el mejoramiento parcial, el flujo anular y la reducción de fricción, siendo este último el más eficaz.

Capítulo 2

Capítulo 2. Materiales y métodos.

En el presente capítulo se realiza en primer lugar, una descripción del área objeto de estudio para una mejor comprensión de los análisis y cálculos a realizar. Se exponen también los principales problemas de calentamiento y reducción de viscosidad en la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas (ECCM) y las propuestas de modificaciones tecnológicas necesarias para solucionar dichos problemas y garantizar la calidad del producto requerida por los clientes. Se describen además las diferentes metodologías de cálculo empleadas para la evaluación de las bombas de la base de crudo para las nuevas condiciones de operación, para el cálculo del consumo de nafta en la reducción inicial de viscosidad, la selección de la bomba de inyección de nafta y la determinación de la adaptabilidad de los calentadores existentes. Finalmente, se plantean las metodologías de cálculo empleadas para realizar la evaluación energética y económica de las modificaciones propuestas.

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

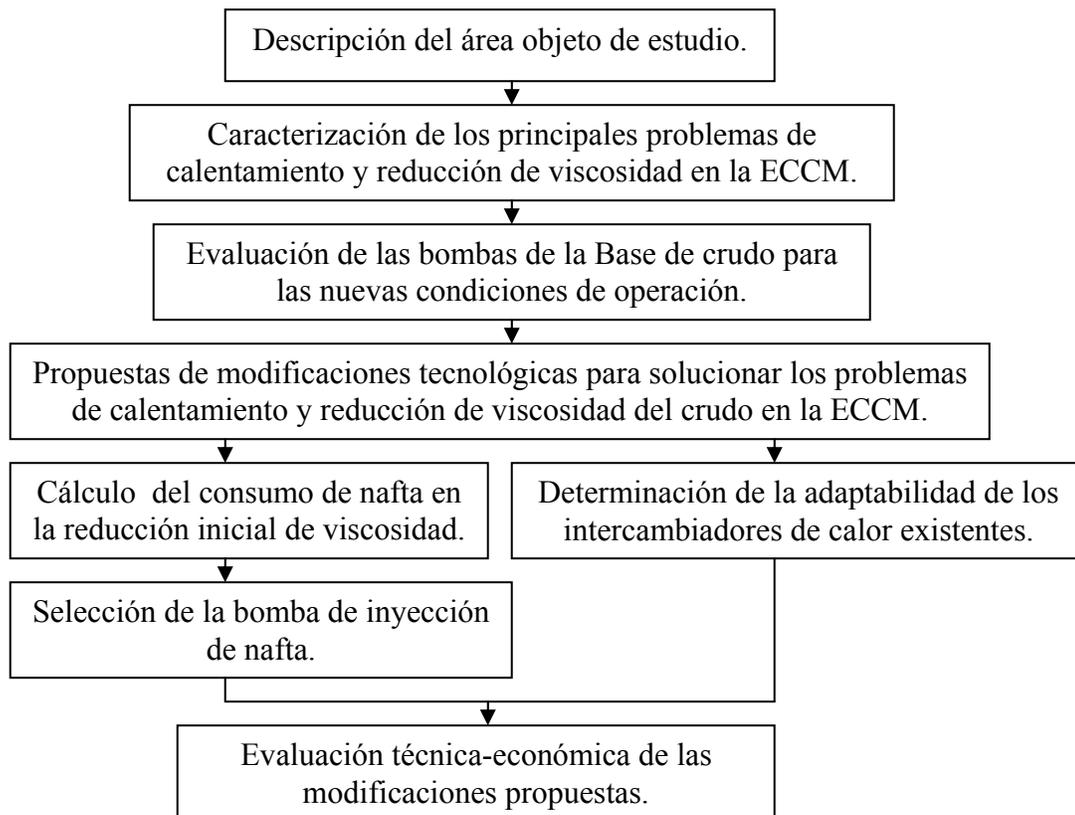


Figura. 2.1. Diagrama de bloque de la metodología empleada. Fuente: (Elaboración propia)

2.1. Descripción del área objeto de estudio.

La Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas se encuentra ubicada en la Zona Industrial del municipio de Matanzas. La misma se encarga de la distribución y comercialización de petróleo crudo y mezclas mejoradas de este, para lo cual cuenta con muelles y oleoductos, capaces estos últimos de trasladar el combustible a los consumidores que así lo requieran. Según Manual de Operaciones, (2008) esta empresa cuenta con cuatro áreas de proceso fundamentales:

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

El esquema de cada una de estas áreas aparece en los Anexos 1, 2, 3 y 4 respectivamente.

La Base de crudo o área 1 está destinada a la recepción de petróleo crudo nativo (PCN) por los oleoductos de Varadero (Centro) y Puerto Escondido (Occidente), así como al almacenamiento y entrega de petróleo crudo nativo mejorado a buques tanques con destino a diferentes puntos del país. Además, desde esta base se puede trasegar producto a la Terminal 320 (T-320), Base en tierra (B.S.T), vagones de ferrocarriles y áreas 2, 3 y 4. En esta área se preparan las mezclas de PCN mejorado. La misma está compuesta por dos subáreas fundamentales: el área de bombas (área 1-1) y el área de tanques (área 1-2).

El área de bombas se compone de:

- Tres bombas de crudo de tornillo de 660 m³/h de caudal cada una (IP-201A, IP-201B e IP-201C).
- Un filtro de cesta.
- Dos intercambiadores de calor de tubos y coraza (IE-205A y IE-205B).
- Un tanque de *Slop* con capacidad de 15 m³ con su bomba de achique.
- Bomba de inyección de solvente y de dispersante para las mezclas de PCN.
- Sistema de vapor.
- Tuberías y válvulas tecnológicas.

El área de tanques se compone de:

- Tres tanques: 27, 28 y 29, de 30 000, 20 000 y 50 000 m³ de capacidad respectivamente.

El esquema correspondiente al área de tanques se muestra en el Anexo 5.

La Base de suministro a las Centrales Termoeléctricas (C.T.E) o área 2 está destinada a la recepción de PCN por trasiego desde B.S.T o área 4 y por bombeo de barcos en cualquiera de los muelles de las instalaciones, almacenamiento de fuel oil y el posterior suministro a la T-320 para

la carga de carros tanques, y a los muelles Frank País y Bayona para la carga de barcos de cabotaje.

Esta área está compuesta por dos subáreas fundamentales: el área de estación de cabecera de los oleoductos a las C.T.E Santa Cruz y Antonio Guiteras (área 2-1) y el área de tanques (área 2-2).

El área de estación de cabecera de los oleoductos a las C.T.E Santa Cruz y Antonio Guiteras se compone de:

- Cuatro bombas de tornillo de 120 m³/h de caudal cada una para el oleoducto a la C.T.E Santa Cruz, con sus correspondientes filtros, calentadores y metro contador.
- Una bomba de tornillo de 96 m³/h de caudal para el oleoducto a la C.T.E Antonio Guiteras con sus correspondientes filtros, calentadores y metro contador.
- Dos bombas de tornillos de 440 m³/h cada una para trasvasar productos del área 2-2 y del área 3 al área 4, muelles Frank País y Bayona y tanques de B.S.T.
- Un tanque de *Slop* de 15 m³ de capacidad con su bomba de achique.
- Una bomba de inyector de solvente conectada a los oleoductos, de 30 m³/h de caudal, con el objetivo de disminuir la viscosidad del producto que se bombea en caso de una parada prolongada de los oleoductos.
- Tuberías y válvulas tecnológicas.

El área de tanques se compone de:

- Tres tanques de crudo: 30 y 38, de 10 000 m³ y 39, de 1000 m³ de capacidad.
- Dos tanques para almacenar solvente: 41 y 42, de 5 000 y 4 000 m³ de capacidad respectivamente.

El esquema correspondiente a los tanques 41 y 42 se muestra en el Anexo 6.

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 a los tanques 71 y 72 por gravedad por una tubería de 406,4 mm (16 plg) y bitrenes que descargan por una tubería de 508 mm (20 plg). Este producto, a su vez, es enviado por gravedad o por bombas a los tanques de la Base de crudo, al tanque 15 de la T-320 y a los tanques del área 4.

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 y una conexión de descarga para bitrenes.

- Área de bombas con filtro y cheque y facilidad para entrega por gravedad.
- Área de estación de rascadores de Puerto Escondido y Varadero.

La Base en tierra o área 4 está destinada para la recepción de PCN y PCN mejorado desde los oleoductos de Varadero y Puerto Escondido 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 C. T. E Antonio Guiteras y Santa Cruz, así como a la T-320 y a los muelles Frank País y Bayona.

Esta área está compuesta por:

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

2.2. Caracterización de los principales problemas de calentamiento y reducción de viscosidad en la ECCM.

El crudo que actualmente se recibe en la empresa de las distintas productoras presenta diferentes valores de viscosidad, estando el máximo en el entorno de 1 400 cSt para 50 °C. La temperatura de recepción para el crudo suministrado por la Empresa de Producción y Explotación de Petróleo Centro (EPEP Centro) es de 30 °C y de 40 °C para el procedente de la Empresa de Producción y Explotación de Petróleo Occidente (EPEP Occidente).

El calentamiento actual del crudo se realiza de forma dispersa en diferentes áreas de la empresa en función de su destino final, encontrándose gran parte de los equipos destinados a ello en mal estado técnico y operacional. Existe un punto de calentamiento en la Base de crudo o área 1, esto es en el calentador IE-118. Dicho equipo presenta grandes dificultades para su operación por embotellamiento, además de presentar una elevada caída de presión debido a que fue diseñado para otras funciones. Actualmente no se encuentra en funcionamiento. En el área de bombas de la Base de crudo (área 1-1) existe otro punto de calentamiento con dos calentadores instalados en serie, el IE-205A y el IE-205B. Otra parte del crudo se calienta en la Base en tierra o área 4, en el calentador IE-117, con el inconveniente de interferir con la operación de carga de buques desde el tanque 37. A esto se adiciona el mal estado técnico que presenta este equipo, lo que obliga a sacarlo de servicio.

En cuanto a la reducción de viscosidad hasta el valor pactado con el cliente, esta se realiza en el área de bombas de la Base de crudo (área 1-1) en las operaciones de entrega de producto a buques- tanques o en la preparación de mezclas a almacenar en los tanques 33, 34 ,35 y 36 de la Base en tierra o área 4, lo que implica un gasto adicional de energía por rebombeo del producto

desde un área a otra. El tanque 37 recibe directamente de los oleoductos y en él se preparan mezclas en ocasiones excepcionales.

A estos problemas existentes se agrega el agravante de que está prevista la recepción de crudo de alta viscosidad con valores en el entorno de 2 600 cSt para 50 °C.

Si se tienen en cuenta los valores actuales de temperatura de llegada del crudo (entre 30°C y 40°C) existe la posibilidad real de recibir crudo con viscosidad muy elevada (alrededor de 16 239 cSt para 30 °C), lo que puede propiciar una situación crítica en la manipulación este producto.

2.3. Metodología empleada para la evaluación de las bombas de la Base de crudo para las nuevas condiciones de operación.

Como se plantea en el epígrafe anterior, de recibirse un crudo de elevada viscosidad puede propiciarse una situación crítica en su manipulación, por lo que se hace necesario en primera instancia, determinar si las bombas instaladas en la actualidad son capaces de manipular correctamente el flujo requerido bajo estas nuevas condiciones de explotación. Los tres factores fundamentales que definen si una bomba está en condiciones de manipular cierto flujo cumpliendo con los requisitos técnicos requeridos son: que la carga neta de succión positiva (NPSH) del sistema sea mayor que el NPSH requerido por el fabricante de la bomba, pues de lo contrario dicha bomba cavitaria; que el caudal (q) de operación esté dentro del rango de operación de la bomba y 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. 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 o en su defecto, variar las condiciones del fluido de manera tal que posibilite a las bombas en estudio, cumplir con los requisitos antes mencionados.

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

$$NPSH_{sistema} = \frac{P_s - P_v}{\rho g} \quad (2.1)$$

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 un balance de energía mecánica una vez analizado el sistema de flujo de fluido correspondiente, el cual se

muestra en el Anexo 7, empleando para ello la Ecuación del Balance de Energía Mecánica. Dicha ecuación se aplica entre dos puntos cualesquiera del sistema. La misma queda expresada de la forma siguiente:

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

Donde:

Hb: 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, 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, $\alpha=1$

Ubicando el segundo punto a la entrada de la bomba y despejando la presión de succión de la ecuación de la Energía Mecánica se obtiene:

$$P_s = \rho g \left(z_1 - z_2 + \frac{\alpha_1 v_1^2}{2g} - \frac{\alpha_2 v_2^2}{2g} + \frac{P_1}{\rho g} + Hb - \sum hf_{1-2} \right) \quad (2.3)$$

Siendo:

$$Hb = 0$$

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

$$v = \frac{4q}{\pi D^2} \quad (2.4)$$

El número adimensional de Reynolds puede ser obtenido mediante la Ecuación 2.9 de Rosabal y Garcell, (2006).

Las pérdidas por fricción totales del sistema se determinan como:

$$\sum hf = hf_{tubería} + hf_{accesorios} \quad (2.5)$$

Donde las pérdidas por fricción en la tubería se calculan:

$$hf_{tubería} = f \frac{Lv^2}{2gD} \quad (2.6)$$

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:

$$f = \frac{64}{\text{Re}} \quad (2.7)$$

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

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

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

La rugosidad absoluta (e) puede encontrarse en la Tabla 9 de Rosabal y Garcell, (2006).

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

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

El valor del coeficiente de resistencia local (K_i) para flujo turbulento y laminar puede ser determinado en la Tabla 3.1 y mediante la Figura 3.24 de Rosabal y Garcell, (2006) respectivamente. Cada tipo de accesorio tiene un valor de este coeficiente.

Las propiedades físicas del fluido pueden ser obtenidas de Perry, (1999).

Los datos del sistema de flujo de fluido empleados en la evaluación de las bombas de la Base de crudo aparecen en el Anexo 9.

De acuerdo con lo planteado al inicio del presente epígrafe, de no cumplirse con la condicional del NPSH, las bombas en estudio no se pueden emplear para la manipulación de este flujo bajo las nuevas condiciones de operación, por lo que se hace necesario seleccionar otras que sí cumplan con estos requisitos o variar las condiciones del fluido de manera tal que las instaladas sean capaces de cumplir con las condiciones de trabajo. En este caso, la propuesta que se analizaría sería la de cambiar las condiciones del fluido, pues de esta manera no se incurrirían en grandes gastos de inversión inicial por concepto de sustitución de las bombas en existencia y, además, esta propuesta contribuiría a su vez a la solución de los problemas existentes en la empresa en cuanto a la necesidad de disminuir la viscosidad del fluido hasta los valores pactados con los clientes y en lo referente al calentamiento del mismo.

2.4. Propuestas de modificaciones tecnológicas para la solución de los problemas de calentamiento y reducción de viscosidad del crudo en la ECCM.

2.4.1. Propuestas para la recepción del crudo de alta viscosidad procedente de EPEP Centro y EPEP Occidente.

Se propone la creación de un punto de pretratamiento del crudo que llega por oleoductos procedente de EPEP Centro y EPEP Occidente. El objetivo de este punto es realizar una reducción inicial de la viscosidad del producto y un calentamiento previo del mismo, de modo que facilite su manipulación en la recepción, almacenamiento y entrega.

La reducción de viscosidad sería por inyección de nafta en la línea después de la estación final del oleoducto. Se espera alcanzar en este punto un valor de viscosidad cercano a 1400 cSt para su recepción y almacenamiento.

Se propone además el montaje de tres calentadores inmediatamente después de la reducción de viscosidad para el calentamiento del crudo hasta 50 °C, procediendo a almacenarlo y mantenerlo a esta temperatura. Estos calentadores deben tener capacidad de manipular 150 m³/h cada uno, de modo que se utilice un calentador para EPEP Centro, uno para EPEP Occidente y uno de reserva común para ambos oleoductos.

Se prevén también las interconexiones necesarias que permitan enviar el crudo hacia cualquier tanque de la base (área 1 y/o área 4).

Este punto de pretratamiento del crudo en el cual se realizará una reducción inicial de viscosidad y un calentamiento previo hasta la temperatura de almacenamiento, pretende ubicarse en la Base de recepción de crudo o área 3, cercano a la estación final de oleoductos y se espera un tratamiento del crudo de cada oleoducto de forma independiente.

Debe aclararse que aparentemente puede ocurrir un incremento de las pérdidas de ligeros en el crudo almacenado a 1 400 cSt respecto a su almacenamiento a 2 600 cSt debido a la inyección de nafta, pero se considera que estas pérdidas no son significativas y que no deben ser superiores a las que se producen en el propio tanque de almacenamiento de nafta.

2.4.2. Propuestas para el almacenamiento del crudo nacional de alta viscosidad.

En base a estudios anteriores realizados sobre las condiciones de succión de las bombas de área 1-1 y para evitar elevaciones bruscas de temperatura a alcanzar en la entrega del producto, se propone mantener el valor 50 °C como temperatura de almacenamiento en tanques.

2.4.3. Propuestas para la entrega de crudo a los clientes.

Entrega desde el área de bombas de la Base de crudo (área 1-1):

Con relación a la reducción de viscosidad, se propone mantener en esta área el punto actual de inyección de nafta que garantiza la reducción de la viscosidad desde 1400 cSt hasta el valor final de viscosidad pactado con el cliente.

En cuanto al calentamiento, se propone mantener en esta área el punto actual de calentamiento en los calentadores IE-205A y IE-205B, elevando la temperatura del crudo desde 50 °C hasta 60 °C, que es la temperatura requerida para la entrega a buques.

Entrega del producto almacenado en la Base en tierra o área 4:

Para la descarga por gravedad del tanque 37 a buques-tanques a caudal máximo considerado de 1200 m³/h, se propone el montaje de una batería de 3 calentadores con capacidad para calentar 400 m³/h de crudo mejorado cada uno, elevando la temperatura desde 50 °C hasta 60 °C, que es la temperatura del crudo de entrega a buques. Se pretende situar estos equipos en la posición actual del calentador IE-117 en el área 4. No se requiere reserva ya que su uso no es continuo. Puede tenerse un haz de tubos de reserva.

Para la entrega a las C.T.E Antonio Guiteras y Santa Cruz del Norte, se propone que en el punto inicial de pretratamiento se reduzca la viscosidad hasta el valor establecido para cada C.T.E, esto es 1400 cSt para Antonio Guiteras y 1100 cSt para Santa Cruz del Norte, y que el producto se envíe directamente a los tanques de alimentación a las C.T.E del área 4. Se pretende mantener la descarga de estos tanques en la forma actual, con calentamiento en el área de estación de cabecera de los oleoductos a las C.T.E (área 2-1) hasta el valor de 80 °C, temperatura requerida para la operación de entrega a las C.T.E.

En la entidad existe una disponibilidad de calentadores adquiridos a través de la Refinería Níco López de La Habana, lo cual implica la necesidad de determinar la adaptabilidad de los mismos para su nuevo uso bajo las condiciones actuales del proceso.

2.5. Metodología empleada para el cálculo del consumo de nafta en la reducción inicial de viscosidad.

Para el cálculo del consumo de nafta en la reducción inicial de viscosidad se ha considerado que el caudal de cada oleoducto sea de 150 m³/h para una recepción total diaria de 7 200 m³/día, la viscosidad de llegada de 2 600 cSt y una reducción inicial a 1 400 y 1 100 cSt (valores establecidos para cada C.T.E). Los caudales de entrega para las C.T.E Antonio Guiteras y Santa Cruz del Norte son de 90 y 45 m³/h respectivamente.

El caudal máximo de nafta a inyectar queda expresado como:

$$q = \frac{V}{t} \quad (2.10)$$

Donde:

q : Caudal de nafta, (m³/h).

V : Volumen diario de nafta a inyectar, (m³).

t : Tiempo mínimo de preparación de la mezcla (con los 2 oleoductos), (h).

El volumen diario de nafta a inyectar se determina como:

$$V = \frac{Vm \cdot \%nafta}{100} \quad (2.11)$$

Donde:

Vm : Volumen diario de mezcla a preparar, (m³).

$\%nafta$: Porcentaje de nafta requerido para la mezcla.

El volumen diario de mezcla a preparar se determina a partir del caudal total que llega de cada oleoducto, quedando expresado como:

$$Vm = q_m \cdot 24h \quad (2.12)$$

Donde:

q_m : Caudal de crudo a mezclar, (m³/h).

Para la determinación del porcentaje de nafta requerido para la mezcla se emplea el *Software* "Viscosidad y Mezcla". (Riveiro, 2004)

2.6. Proceder utilizado para la selección de la bomba de inyección de nafta.

Para la selección de la bomba para el trasiego de nafta desde los tanques de almacenamiento del área 2 hasta el punto de reducción inicial de viscosidad, primeramente se determina la carga de la misma. Para ello es necesario realizar un balance de energía mecánica una vez analizado el sistema de flujo de fluido correspondiente, el cual se muestra en el Anexo 8. La carga de la bomba puede obtenerse a partir de un despeje de la Ecuación del Balance de Energía Mecánica (Ec. 2.2).

Una vez determinada la carga de la bomba, con dicha carga y el caudal se entra al Catálogo de curvas características para bombas ITUR, por ser este el tipo de bomba a la cual la empresa tiene mayor acceso, y se selecciona la bomba adecuada.

Seleccionada la bomba, debe verificarse si ocurre el fenómeno de cavitación, para ello se busca el NPSH de la bomba en el Catálogo y se determina el NPSH del sistema.

Para la determinación del NPSH del sistema se emplea la Ecuación 2.1. Ubicando el segundo punto a la entrada de la bomba la presión de entrada o de succión de la bomba se obtiene a partir de la Ecuación 2.3.

Las propiedades físicas del fluido pueden ser obtenidas de Perry, (1999).

2.6.1. Proceder utilizado para el cálculo de la potencia eléctrica demandada por la bomba de inyección de nafta a instalar.

La expresión empleada para la determinación de la potencia eléctrica demandada por la bomba de inyección de nafta a instalar es la siguiente:

$$P = \frac{H_b \cdot q \cdot \rho \cdot g}{\eta_T \cdot \eta_M \cdot \eta_B} \quad (2.13)$$

Donde:

P: Potencia eléctrica demandada por la bomba, (kW).

H_b: Carga de la bomba, (m).

ρ : Densidad del fluido, (kg/m³).

q: Caudal, (m³).

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

η_T : Eficiencia de la transmisión.

η_M : Eficiencia del motor eléctrico.

η_B : Eficiencia de la bomba.

Según Ramos, (1995) para transmisión directa la eficiencia de transmisión se considera igual a la unidad, mientras que la eficiencia del motor eléctrico oscila alrededor de 0,9.

La eficiencia de la bomba se determina en Catálogo de curvas características para bombas ITUR.

Los datos del sistema de flujo de fluido correspondiente al trasiego de nafta desde el área 2-1 al punto de reducción inicial de viscosidad se muestran en el Anexo 10.

2.7. Determinación de la adaptabilidad de los calentadores existentes. Análisis de apreciación.

Teniendo en cuenta la propuesta de montaje de dos baterías de tres calentadores en paralelo, una para el precalentamiento del crudo procedente de EPEP Centro y EPEP Occidente en el punto de tratamiento inicial en el área 3; y la otra para el calentamiento del crudo mejorado descargado por gravedad del tanque 37 a buques-tanques, en la posición actual del calentador IE-117 en el área 4; se realiza una revisión de los calentadores disponibles en los almacenes de la empresa, adquiridos

a través de la Refinería Níco López de La Habana, para seleccionar aquellos a evaluar, atendiendo a las necesidades de transferencia de calor y a los datos de diseño.

2.7.1. Metodología de cálculo.

Para la determinación de la adaptabilidad de los calentadores disponibles para su nuevo uso bajo las condiciones actuales del proceso (apreciación), se emplea la metodología planteada por Kern, (1999). El empleo de ecuaciones empíricas hace necesario el uso de unidades del Sistema Inglés.

1. Condiciones de proceso requeridas.

Las condiciones de proceso que se requieren son:

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

Para el fluido frío: t_1 , t_2 , w , c , s , μ , k , R_d , ΔP .

Donde:

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

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

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

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

C : Calor específico del fluido caliente, (Btu/(lb)($^{\circ}\text{F}$)).

c : Calor específico del fluido frío, (Btu/(lb)($^{\circ}\text{F}$)).

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

s : Gravedad específica.

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

k : Conductividad térmica, (Btu/(h)(pie²)($^{\circ}\text{F}$ /pie)).

R_d : Factor de obstrucción, ((h)(pie²)($^{\circ}\text{F}$)/Btu).

ΔP : Caída de presión, (lb/plg²).

2. Datos de diseño requeridos del intercambiador de calor.

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

Para el lado de la coraza:

- Diámetro interior.
- Espaciado de los deflectores.
- Pasos.

Para el lado de los tubos:

- Número y longitud.
- Diámetro exterior.

- BWG.
- Arreglo.
- Pasos.

3. Balance de calor.

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

$$Q = W \cdot \lambda_c = w.c.(t_2 - t_1) \quad (2.14)$$

Donde:

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

Según Kern, (1999), las pérdidas por radiación de los intercambiadores usualmente son insignificantes comparadas con la carga térmica transferida en el equipo.

El calor latente de condensación del vapor (λ_c) puede determinarse en la Tabla 7 de Kern, (1999). Se considera el calor específico del crudo igual a 0,47 Btu/lb°F, según Manual de Operaciones, (1999).

4. Determinación de la diferencia verdadera de temperatura.

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

$$\Delta t = LMTD \cdot F_T \quad (2.15)$$

Donde:

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

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

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

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

$$\Delta t = LMTD \quad (2.16)$$

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

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (2.17)$$

5. Cálculos para el lado de los tubos.

Fluido caliente: Vapor saturado.

Según Kern, (1999), al ser corrosivo el condensado del vapor, es recomendable que en el calentamiento el vapor fluya por los tubos del calentador y no por la coraza, de forma tal que no se dañen ambos.

De acuerdo a lo planteado por Inclopera, (1999), puesto que el vapor es un fluido que se condensa isotérmicamente, la diferencia verdadera de temperatura Δt y la *LMTD* son idénticas.

a) Determinación del área de flujo.

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

$$a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144n} \quad (2.18)$$

Donde:

a_t : Área de flujo, (pie²).

a_t' : Área de flujo por tubo, (plg²).

N_t : Número de tubos.

n : Número de pasos en los tubos.

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

b) Cálculo de la velocidad másica.

La velocidad másica del vapor queda expresada como:

$$G_t = \frac{W}{a_t} \quad (2.19)$$

Donde:

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

W : Flujo másico de vapor, (lb/h).

a_t : Área de flujo, (pie²).

c) Determinación del diámetro interior de los tubos.

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

d) Cálculo del número de Reynolds.

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

$$Re_t = \frac{D \cdot G_t}{\mu} \quad (2.20)$$

Donde:

D : Diámetro interior del tubo, (pie).

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

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

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

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

e) Determinación del coeficiente de transferencia de calor.

De acuerdo a lo planteado por Pavlov, (1981) los coeficientes de transferencia de calor asociados con la condensación del vapor son altos, por lo que se adopta un valor conservador convencional para el coeficiente de película, puesto que este nunca es la película controlante. Para todos los servicios de calentamiento que empleen vapor de agua relativamente libre de aire, se usará un valor de $h_i = h_o = h_{i0} = 1500$ Btu/(h)(pie²)(°F) para la condensación del vapor sin considerar su localización.

f) Determinación de la temperatura de la pared del tubo.

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

$$t_w = t_a + \frac{h_{i0}}{h_{i0} + h_o} (T_a - t_a) \quad (2.21)$$

Donde:

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

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

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

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

h_{i0} : Coeficiente de transferencia de calor del fluido interior (vapor) referido al diámetro exterior del tubo, (Btu/(h)(pie²)(°F)).

6. Cálculos para el lado de la coraza.

Fluido frío: Petróleo crudo.

a) Determinación del área de flujo.

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

$$a_s = \frac{DI.C'.B}{144.P_T} \quad (2.22)$$

Donde:

a_s : Área de flujo, (pie²).

DI : Diámetro interior de la coraza, (plg).

C' : Sección libre entre tubos, (plg).

B : Espaciado de los deflectores, (plg).

P_T : Espaciado de los tubos, (plg).

$$P_T = C' + d_o \quad (2.23)$$

Donde:

d_o : Diámetro exterior de los tubos, (plg).

b) Cálculo de la velocidad másica.

Conociendo el flujo másico de crudo (w) y el área de flujo para el lado de la coraza (a_s), la velocidad másica del crudo (G_s) queda expresada según la Ecuación 2.21.

c) Determinación del diámetro equivalente.

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

Para arreglo en cuadro:

$$d_e = \frac{4 \cdot \left(P_T^2 - \frac{\pi d_o^2}{4} \right)}{\pi d_o} \quad (2.24)$$

Para arreglo en triángulo:

$$d_e = \frac{4 \cdot \left(\frac{1}{2} P_T \cdot 0,86 P_T - \frac{1}{2} \frac{\pi d_o^2}{4} \right)}{\frac{1}{2} \pi d_o} \quad (2.25)$$

Donde:

d_e : Diámetro equivalente, (plg).

d_o : Diámetro exterior de los tubos, (plg).

P_T : Espaciado de los tubos, (plg).

Los diámetros equivalentes para los arreglos comunes se incluyen en la Figura 28 de Kern, (1999), y pueden ser determinados en dicha figura a partir del diámetro exterior de los tubos (d_o) y del espaciado entre tubos (P_T).

d) Cálculo del número de Reynolds.

Una vez calculado el diámetro equivalente en pie (D_e) y la velocidad másica del crudo (Gs), el número de Reynolds para el lado de la coraza queda expresado según la Ecuación 2.20.

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

e) Determinación del factor de transferencia de calor.

El factor de transferencia de calor (j_H) puede ser determinado a partir del número de Reynolds (Re_s) en la Figura 28 de Kern, (1999).

f) Determinación del coeficiente de transferencia de calor.

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

$$\frac{h_o}{\phi_s} = j_H \cdot \frac{k}{D_e} \cdot \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \quad (2.26)$$

Donde:

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

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

j_H : Factor de transferencia de calor, (adimensional).

D_e : Diámetro equivalente, (pie).

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

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

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

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

La razón de viscosidad se expresa como:

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (2.27)$$

Donde:

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

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

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

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

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \cdot \phi_s \quad (2.28)$$

7. Determinación del coeficiente total limpio de transferencia de calor.

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

$$U_C = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad (2.29)$$

Donde:

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

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

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

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot LMTD} \quad (2.30)$$

Donde:

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

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

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

A : Área de transferencia de calor, (pie²).

El área de transferencia de calor está dada por:

$$A = a'' \cdot L \cdot N_t \quad (2.31)$$

Donde:

L : Longitud de los tubos, (pie).

N_t : Número de tubos.

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

La superficie externa por pie lineal puede ser determinada en la Tabla 10 de Kern, (1999).

9. Determinación del factor de obstrucción.

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

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} \quad (2.32)$$

Donde:

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

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

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

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

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad (2.33)$$

Donde:

ΔP_T : Caída de presión para el lado de los tubos, (lb/plg²).

ΔP_t : Caída de presión en los tubos, (lb/plg²).

ΔP_r : Caída de presión de retorno o pérdida de regreso, (lb/plg²).

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

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_t} \quad (2.34)$$

Donde:

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

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

L : Longitud del tubo, (pie).

n : Número de pasos en los tubos.

D : Diámetro interior del tubo, (pie).

s : Gravedad específica del vapor.

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

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

La razón de viscosidad en los tubos se expresa como:

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (2.35)$$

Donde:

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

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

La gravedad específica del vapor se determina mediante la expresión:

$$s = \frac{\rho_v}{62,5} \quad (2.36)$$

Donde:

ρ_v : Densidad del vapor, (lb/pie³).

La densidad del vapor se obtiene de la expresión:

$$\rho_v = \frac{1}{v} \quad (2.37)$$

Donde:

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

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

De acuerdo a lo planteado por Kern, (1999), al fluir de un paso al otro, pasando por el carrete y el cabezal flotante, el fluido cambia de dirección bruscamente. Este cambio de dirección introduce una caída de presión adicional llamada caída de presión de retorno o pérdida de regreso, y se consideran cuatro cabezas de velocidad por paso como pérdida.

La caída de presión de retorno viene dada por la ecuación:

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g} \quad (2.38)$$

Donde:

n : Número de pasos en los tubos.

s : Gravedad específica del vapor.

V : Velocidad, (pie/s).

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

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

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

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

La caída de presión a través de la coraza de un intercambiador, según lo planteado por Kern, (1999), es proporcional al número de veces que el fluido cruza el haz entre los deflectores. También es proporcional a la distancia a través del haz, cada vez que lo cruza.

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

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s} \quad (2.39)$$

Donde:

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

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

$N + 1$: Número de cruces.

D_s : Diámetro interior de la coraza, (pie).

D_e : Diámetro equivalente, (pie).

s : Gravedad específica del crudo.

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

La gravedad específica del crudo puede determinarse en la Figura 6 de Kern, (1999) en función de los grados API y la temperatura promedio.

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

$$N + 1 = 12 \frac{L}{B} \quad (2.40)$$

Donde:

N : Número de deflectores.

L : Longitud de los tubos, (plg).

B : Espaciado de los deflectores, (plg).

Las correlaciones graficadas para obtener el factor de fricción f para el lado de la coraza, aparecen en la Figura 29 de Kern, (1999).

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

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

Finalmente es necesario determinar si se cumplen las condiciones de significación en la apreciación de la adaptabilidad de los intercambiadores de calor existentes para su nuevo uso.

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

- El coeficiente total limpio de transferencia de calor (U_C) debe exceder al coeficiente total de diseño (U_D) suficientemente, de manera que el factor de obstrucción, que es una medida del

- El factor de obstrucción (R_d) calculado debe ser mayor que el factor de obstrucción (R_d) requerido.
- La caída de presión permitida para las dos corrientes no debe excederse.

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

Los datos de diseño de los intercambiadores de calor destinados al precalentamiento del crudo procedente de EPEP Centro y EPEP Occidente en el punto de tratamiento inicial (IE-150A, IE-150B e IE-150C) y los destinados al calentamiento del crudo mejorado descargado por gravedad del tanque 37 a buques-tanques en la posición actual del calentador IE-117 (IE-400A, IE-400B e IE-400C), se muestran en los Anexos 11 y 12 respectivamente.

2.8. Evaluación energética de las modificaciones propuestas.

Teniendo en cuenta que las modificaciones tecnológicas propuestas, en particular las relacionadas con el calentamiento del crudo, que incluyen el montaje de una batería de tres calentadores en paralelo para el precalentamiento del crudo procedente de EPEP Centro y EPEP Occidente en el punto de tratamiento inicial en el área 3; y otra para el calentamiento del crudo mejorado descargado por gravedad del tanque 37 a buques-tanques, en la posición actual del calentador IE-117 en el área 4; incrementan el consumo de vapor en la instalación, se hace necesario hacer una evaluación energética para determinar si los dos generadores de vapor instalados resultan suficientes para satisfacer la demanda de vapor de dichas modificaciones. Al ser imprescindible la utilización de cantidades bien definidas de vapor para la manipulación del crudo, resulta evidente la necesidad de realizar esta evaluación. Por tanto se procede a calcular el consumo de vapor teórico de cada intercambiador de calor y compararlo con la capacidad de producción de generadores de vapor instalados, teniendo en consideración la simultaneidad de las operaciones.

2.8.1. Metodología empleada para la determinación de las necesidades de vapor de las propuestas de modificaciones.

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

$$Q_{ced} = Q_{abs} + Q_{perd} \quad (2.41)$$

Donde:

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

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

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

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

$$Q_{ced} = Q_{abs} \quad (2.42)$$

El calor cedido por el vapor se determina como:

$$Q_{ced} = W \cdot \lambda_c \quad (2.43)$$

Donde:

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

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

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

El calor absorbido por el petróleo crudo se determina como:

$$Q_{abs} = w \cdot Cp \cdot \Delta t \quad (2.44)$$

Donde:

w : Flujo de petróleo crudo, (kg/h).

Cp : Calor específico del petróleo crudo, (kJ/kg°C).

Δt : Diferencia de temperatura del petróleo crudo, (°C).

Se considera el calor específico del crudo igual a 0,47 kcal/kg°C (1,97 kJ/kg°C), según Manual de Operaciones, (2008).

2.8.2. Metodología empleada para el cálculo de la eficiencia de los generadores de vapor instalados.

Mediante el cálculo de la eficiencia de los generadores de vapor instalados se pretende determinar el estado técnico de los mismos, con lo cual, unido a las necesidades de vapor, puede definirse si es necesario o no la adquisición de otro equipo.

Según Pons, (1987), la eficiencia de los generadores de vapor mediante el método directo queda definida según la expresión:

$$\eta_b = \frac{Q_u}{Q_d} \cdot 100 \quad (2.45)$$

Donde:

η_b : Eficiencia bruta del generador de vapor, (%).

Q_u : Calor útil, se refiere al calor absorbido por el agua para transformarse en vapor, (kJ/h).

Q_d : Calor disponible, se refiere a la energía que libera el combustible cuando combustiona, (kJ/h).

En su expresión más general el calor útil (Q_u) considera la energía consumida por:

- El agua para llegar a la condición de saturación.
- El agua para llegar a la condición de vapor sobrecalentado, si hay sobrecalentador.
- El vapor si es recalentado, si el generador tiene recalentador.
- El agua purgada si las extracciones de fondo son significativas.
- Algún calentamiento adicional.

En su expresión más general el calor disponible (Q_d) considera:

- Valor calórico del combustible, (la más incidente).
- Calor físico o precalentamiento del combustible.
- Calor por precalentamiento del aire.
- Calor de vapor de atomización.

Para evaluar cada uno de estos calores se aplica la *Primera Ley de la Termodinámica*, teniendo en cuenta la masa involucrada y la variación entálpica. Las expresiones de calor útil y disponible se simplifican convenientemente atendiendo a las características del generador de vapor. En el caso en cuestión el calor útil (Q_u) considera solamente la energía consumida por el agua para llegar a la condición de saturación, debido a que los generadores de vapor instalados no tienen sobrecalentador ni recalentador, las extracciones de fondo no son significativas y no tiene lugar otro calentamiento adicional; mientras que el calor disponible (Q_d) considera el valor calórico del combustible, así como el calor físico o precalentamiento del mismo, teniendo en cuenta que no existe precalentamiento de aire ni atomización asistida por vapor.

Las expresiones para determinar estos calores quedan planteadas seguidamente:

$$Q_u = W_s \cdot (H_v - H_L) \quad (2.46)$$

Donde:

W_s : Flujo de vapor saturado producido, (kg/h).

H_v : Entalpía del vapor saturado producido, (kJ/kg).

H_L : Entalpía del agua de alimentación, (kJ/kg).

$$Q_d = \beta \cdot VCN + \beta \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (2.47)$$

Donde:

β : Consumo de combustible, (kg/h).

VCN : Valor calórico del combustible, (kJ/kg).

C_p : Calor específico del combustible (petróleo crudo), (kJ/kg°C).

Δt : Diferencia de temperatura del combustible, (°C).

Las entalpías del agua de alimentación y del vapor saturado producido pueden determinarse en las Tablas 1 y 2 de Keenan, *et al*, (1988) respectivamente.

2.9. Evaluación económica de las modificaciones propuestas.

Teniendo en cuenta que las de modificaciones tecnológicas propuestas requieren de inversiones para la adquisición de los equipos y accesorios necesarios, debe realizarse una evaluación económica que permita valorar la factibilidad de la inversión a realizarse. Según Jiménez, (2003) 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. Para ello, según plantea León, *et al*, (2010) no se debe solamente 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), Peters, (1991) y Turton, (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).

2.9.1. Metodología empleada para la estimación de la inversión.

Para la estimación de la inversión se emplea el *Software* "CAPCOST". El mismo se basa en el método del módulo simple o desnudo. Este *Software* está diseñado para trabajar con el índice de costo del año 2004, por lo cual dicha inversión debe ser actualizada.

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

Valor Actual Neto (VAN).

El Valor Actual Neto (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 inversión durante el proceso inversionista hasta que concluyen los años de operación o funcionamiento del proyecto menos la inversión inicial. (León, *et al*, 2010).

Para el cálculo del VAN se emplea la ecuación:

$$VAN = \sum MF_{act} \quad (2.48)$$

Donde:

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

El movimiento de fondos actualizado se determina como:

$$MF_{act} = \frac{MF_{acum}}{(1+i)^n} \quad (2.49)$$

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.

Tasa Interna de Retorno (TIR).

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, *et al*, 2010). En este análisis la Tasa Interna de Retorno siempre se compara con la tasa de descuento o interés vigente.

Para el cálculo de la TIR se emplea la ecuación:

$$TIR = i_1 - \left((i_1 - i_2) \frac{VAN(+)}{VAN(+)-VAN(-)} \right) \quad (2.50)$$

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.

Período de recuperación de la inversión (PRI).

El Período de recuperación 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:

$$PRI = t_i + \frac{|MF_{act_i}|}{MF_{i+1}} \quad (2.51)$$

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:

$$PRI = \frac{I}{G} \quad (2.52)$$

Donde:

I: Inversión (\$).

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

Porcentaje de retorno de la inversión (%Ret).

El porcentaje de retorno determina el ritmo anual en que la inversión retorna a través de la ganancia, quedando expresado como:

$$\%Ret = \frac{G}{I} \cdot 100 \quad (2.53)$$

Capítulo 3

Capítulo 3. Análisis de los resultados.

En el presente capítulo se analizan los resultados obtenidos a partir de los cálculos realizados y de la evaluación técnica-económica de las modificaciones tecnológicas propuestas. Tales propuestas se efectúan teniendo en cuenta que mediante la evaluación del sistema de tratamiento y trasiego de crudo en la empresa se determinó que este 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 adición de nafta y calentamiento del crudo hasta los valores requeridos por los clientes.

3.1. Análisis de los resultados obtenidos en la evaluación de las bombas de la Base de crudo para las nuevas condiciones de operación.

La evaluación de las bombas instaladas actualmente en la Base de crudo se realiza a partir de la metodología de cálculo planteada en el epígrafe 2.3, mediante el empleo de la herramienta de cálculo Microsoft Excel. Los principales resultados obtenidos aparecen en la Tabla 3.1, los cuales son mostrados en su totalidad en el Anexo 13.

Tabla 3.1. Principales resultados de la evaluación de las bombas de la Base de crudo.

Variable	Símbolo	Magnitud	U/M
Caudal en el primer tramo de succión	Q	1 320	m ³ /h
Caudal en el segundo tramo de succión	Q	660	m ³ /h
Diámetro del primer tramo de succión	D	0,91	m
Diámetro del segundo tramo de succión	D	0,51	m
Longitud del primer tramo de succión	L	227,60	m
Longitud del segundo tramo de succión	L	56	m
Velocidad del fluido en el nivel superior del tanque 29	v ₁	0	m/s
Velocidad del fluido en la succión de la bomba	v ₂	0,90	m/s
Diferencia de altura	Δz	7,40	m
Pérdidas de energía totales del sistema	hf _{Totales}	31,39	m
Presión en el tanque 29	P ₁	101 325	Pa
Presión de succión de la bomba	P _s	-212 243,9	Pa
Carga neta de succión positiva del sistema	NPSH _{sist}	-24,06	m
Carga neta de succión positiva de la bomba	NPSH _b	4,3	m

Como se observa en la Tabla 3.1, el NPSH del sistema (-24,06) es menor que el NPSH de la bomba (4,3), por tanto, teniendo en cuenta lo planteado al respecto en el epígrafe 2.3, dichas bombas no son capaces de manipular correctamente el flujo de crudo requerido bajo las nuevas condiciones de explotación (valores de viscosidad alrededor de 16 239 cSt para 30 °C) pues en caso de mantenerse en funcionamiento provocaría que cavitaran, lo cual propiciaría una situación crítica en la manipulación de este producto. Se hace necesario entonces seleccionar otras bombas que sí cumplan con estas condiciones o en su defecto variar las condiciones del fluido de manera tal que las instaladas sean operacionales. En este caso, resulta factible cambiar las condiciones del fluido, pues de esta manera no se incurrirían en grandes gastos de inversión inicial por concepto de sustitución de las bombas en existencia y se contribuye a la solución de los problemas existentes en la empresa en cuanto a la necesidad de disminuir la viscosidad del producto hasta los valores pactados con los clientes y en lo referente al calentamiento del mismo. Por tanto, se propone disminuir la viscosidad del nuevo crudo hasta los valores de operación actuales (valores de viscosidad alrededor de 1 400 cSt para 50 °C).

3.2. Análisis de las propuestas de modificaciones tecnológicas para la solución de los problemas de calentamiento y reducción de viscosidad del crudo en la ECCM.

Según se plantea en el epígrafe 2.4, se propone la creación de un punto de pretratamiento del crudo que llega por oleoductos procedente de EPEP Centro y EPEP Occidente, con el objetivo de realizar una reducción inicial de la viscosidad del producto y un calentamiento previo del mismo, de modo que facilite su manipulación en la recepción, almacenamiento y entrega.

Ventajas de la reducción inicial de viscosidad:

- Mejora las condiciones de succión de las bombas que posteriormente manipularán el crudo en el área de bombas de la Base de crudo (área 1-1).
- Contribuye a un considerable ahorro de energía y prolongación de la vida útil de las bombas del área 1-1, debido a que el crudo puede enviarse directamente para cualquier tanque con 1 400 o con 1 100 cSt según corresponda, evitando la preparación de mezclas en el área 1-1 para su rebombeo hacia el área 4.
- Facilita las condiciones de diseño de los precalentadores al reducir la caída de presión del crudo en los mismos, lo que permite emplear equipos pequeños de menor costo.

Ventajas del precalentamiento inicial:

- Ofrece garantía de calentamiento para la totalidad del crudo que se recibe de las productoras, elevando la temperatura del mismo desde su valor de recepción (30 °C) hasta la temperatura de almacenamiento (50 °C).

- Al garantizar la temperatura de almacenamiento de 50 °C se reducen los consumos puntuales de vapor en las operaciones de carga a buques, evitando picos muy altos en el consumo de vapor del sistema, ya que los caudales de carga a buques son elevados.
- Elimina las operaciones de recirculación en el área 1-1 para calentar el producto a almacenar en tanques, lo que constituye un ahorro considerable de energía eléctrica y aumento de la vida útil de las bombas.
- Evita la interferencia de operaciones en la Base en tierra o área 4 de calentamiento y carga a buques desde el tanque 37.

Para la determinación del consumo de nafta en la reducción inicial de viscosidad en el punto de pretratamiento del crudo que llega por oleoductos procedente de EPEP Centro y EPEP Occidente, se sigue el procedimiento descrito en el epígrafe 2.5, empleándose la herramienta de cálculo Microsoft Excel. La Tabla 3.2 muestra los principales resultados obtenidos.

Tabla 3.2. Principales resultados obtenidos en la determinación del consumo de nafta en la reducción inicial de viscosidad.

Variable	Símbolo	Reducción hasta 1400 cSt		Reducción hasta 1100 cSt	
		Magnitud	U/M	Magnitud	U/M
Caudal de crudo a mezclar	q_m	300	m ³ /h	300	m ³ /h
Volumen diario de mezcla a preparar	V_m	7 200	m ³	7 200	m ³
Porcentaje de nafta requerido para la mezcla	% nafta	3,2	%	4,5	%
Volumen diario de nafta a inyectar	V	230,4	m ³	324	m ³
Tiempo requerido para la preparación de la mezcla	t	24	h	24	h
Caudal máximo de nafta a inyectar	q	9,6	m ³ /h	13,5	m ³ /h

Como se observa en la Tabla 3.2, el volumen diario de nafta a inyectar para la reducción inicial de viscosidad hasta 1400 cSt es de 230,4 m³, y de 324 m³ para la reducción inicial de viscosidad hasta 1100 cSt (para el envío a la C.T.E Santa Cruz del Norte), siendo el caudal máximo 9,6 y 13,5 m³/h respectivamente, de forma tal que el consumo de nafta se incrementa en 36 028,8 m³/año con respecto a la variante actual.

En función del caudal máximo de nafta a inyectar se selecciona la bomba requerida para el trasiego de nafta desde el área 2-1 al punto de reducción inicial de viscosidad. Para ello se utiliza la metodología establecida en el epígrafe 2.6, a partir de la Ecuación del Balance de Energía

Mecánica (Ec.2.2), empleándose la herramienta de cálculo Microsoft Excel. Los principales resultados obtenidos se muestran en la Tabla 3.3. Los resultados en su totalidad se muestran en el Anexo 14.

Tabla 3.3. Principales resultados obtenidos en el análisis de selección de la bomba de nafta a instalar para la reducción inicial de viscosidad.

Variable	Símbolo	Magnitud	U/M
Caudal en el tramo de succión	Q	15	m ³ /h
Caudal en el tramo de descarga	Q	15	m ³ /h
Diámetro del tramo de succión	D	0,254	m
Diámetro del tramo de descarga	D	0,203	m
Longitud del tramo de succión	L	100	m
Longitud del tramo de descarga	L	250	m
Velocidad del fluido en el nivel superior del tanque 42	v ₁	0	m/s
Velocidad del fluido en el punto de inyectar al oleoducto	v ₂	0,13	m/s
Velocidad del fluido en la succión de la bomba	v _{2'}	0,08	m/s
Diferencia de altura	Δz	2,63	m
Pérdidas de energía totales del sistema	hf _{Totales}	0,04	m
Presión en el tanque 42	P ₁	101 325	Pa
Presión en oleoductos	P ₂	490 332,5	Pa
Presión de succión de la bomba	P _s	79 629,20	Pa
Carga de la bomba	H _b	42,49	m
Carga neta de succión positiva del sistema	NPSH _{sist}	2,79	m
Carga neta de succión positiva de la bomba	NPSH _b	2,4	m
Eficiencia de la bomba	η _b	60	%
Potencia eléctrica demandada por la bomba	P	2,67	kW

A partir de los resultados que se observan la Tabla 3.3 y mediante el empleo del Catálogo de curvas características para bombas ITUR, se selecciona una bomba ITUR, 32/160, de 3480 rpm, 60 Hz e impelente de 157φ. Su carga neta de succión positiva (NPSH_b) es de 2,4 m, menor que la carga neta de succión positiva del sistema (NPSH_{sist}), que es de 2,79 m, evitando que ocurra cavitación. La eficiencia de la bomba es de 60 % y la potencia eléctrica demandada por esta, de 2,67 kW.

Teniendo en cuenta la propuesta de montaje de una batería de tres calentadores en paralelo para el precalentamiento del crudo procedente de EPEP Centro y EPEP Occidente en el área 3; y otra para el calentamiento del crudo mejorado descargado por gravedad del tanque 37 a buques-tanques, en la posición actual del calentador IE-117 en el área 4; se determina la adaptabilidad de los calentadores existentes en la empresa, empleando para ello la metodología establecida por Kern, (1999) y descrita en el epígrafe 2.7, mediante el uso de la herramienta de cálculo Microsoft Excel. Las Tablas 3.4 y 3.5 muestran los principales resultados obtenidos. Los resultados en su totalidad se muestran en los Anexos 15 y 16.

Tabla 3.4. Principales resultados de la determinación de la adaptabilidad de los precalentadores IE-150A, IE-150B e IE-150C.

Variable	Símbolo	Magnitud Sist. Inglés	U/M Sist. Inglés	Magnitud SI	U/M SI
Fluido por la coraza (frío)	petróleo crudo				
Flujo de crudo	w	330 551,55	lb/h	150	m ³ /h
Temperatura inicial del crudo	t ₁	86	°F	30	°C
Temperatura final del crudo	t ₂	122	°F	50	°C
Fluido por los tubos (caliente)	vapor saturado				
Presión del vapor (abs)	P	49,78	lbf/plg ²	343 232,75	Pa
Temperatura de saturación del vapor	T	280,77	°F	138,21	°C
Media logarítmica de la diferencia de temperatura	LMTD	176,16	°F	80,09	°C
Calor absorbido por el petróleo crudo	Q	5 592 932,2	Btu/h	5 872 578,8	kJ/h
Flujo de vapor requerido	W	6 051,84	lb/h	2 737,1	kg/h
Área de transferencia de calor	A	2 373,94	pie ²	220,55	m ²
Coefficiente total limpio de transferencia de calor	U _C	68,35	Btu/(h)(pie ²)(°F)	388,1	W/m ² °C
Coefficiente total de diseño de transferencia de calor	U _D	13,37	Btu/(h)(pie ²)(°F)	75,92	W/m ² °C
Factor de obstrucción calculado	R _{dc}	0,06	(h)(pie ²)(°F)/Btu	0,06	m ² °C/W
Caída de presión total en los tubos	ΔP _{tT}	0,11	lbf/plg ²	758,42	Pa
Caída de presión en la coraza	ΔP _s	9,22	lbf/plg ²	63 569,66	Pa

Para el precalentamiento del crudo procedente de EPEP Centro y EPEP Occidente se determinó la adaptabilidad de los calentadores IE-150A, IE-150B e IE-150C, considerándose un caudal de

crudo de 150 m³/h para cada equipo y un precalentamiento desde 30 °C hasta 50 °C, temperaturas de recepción y almacenamiento respectivamente, para lo cual se requiere, según puede apreciarse en la Tabla 3.4, un flujo de vapor saturado de 2 737,1 kg/h. Puede observarse que a partir del área de transferencia de calor de estos equipos (220,55 m²) y el calor intercambiado en los mismos (5872 578,8 kJ/h) se obtiene un coeficiente total de diseño de transferencia de calor (U_D) de 75,92 W/m²°C, siendo el coeficiente total limpio de transferencia de calor (U_C) de 388,1 W/m²°C. El factor de obstrucción calculado es de 0,06 m²°C/W. También se aprecia que la caída de presión total en los tubos (ΔP_{tT}) es de 758,42 Pa, mientras que la caída de presión para el lado de la coraza (ΔP_s) es de 63 569,66 Pa.

Tabla 3.5. Principales resultados de la determinación de la adaptabilidad de los calentadores IE-400A, IE-400B e IE-400C.

Variable	Símbolo	Magnitud Sist. Inglés	U/M Sist. Inglés	Magnitud SI	U/M SI
Fluido por la coraza (frío)		petróleo crudo			
Flujo de crudo	w	881 470,8	lb/h	400	m ³ /h
Temperatura inicial del crudo	t ₁	122	°F	50	°C
Temperatura final del crudo	t ₂	140	°F	60	°C
Fluido por los tubos (caliente)		vapor saturado			
Presión del vapor (abs)	P	49,78	lbf/plg ²	343 232,75	Pa
Temperatura de saturación del vapor	T	280,77	°F	138,21	°C
Media logarítmica de la diferencia de temperatura	LMTD	149,59	°F	65,33	°C
Calor absorbido por el petróleo crudo	Q	7 457 243	Btu/h	7 862 544,1	kJ/h
Flujo de vapor requerido	W	8 069,12	lb/h	3 649,46	kg/h
Área de transferencia de calor	A	2 879,15	pie ²	267,48	m ²
Coeficiente total limpio de transferencia de calor	U _C	54,01	Btu/(h)(pie ²)(°F)	306,68	W/m ² °C
Coeficiente total de diseño de transferencia de calor	U _D	17,31	Btu/(h)(pie ²)(°F)	98,29	W/m ² °C
Factor de obstrucción calculado	R _{dc}	0,039	(h)(pie ²)(°F)/Btu	0,039	m ² °C/W
Caída de presión total en los tubos	ΔP_{tT}	0,21	lbf/plg ²	1 447,89	Pa
Caída de presión en la coraza	ΔP_s	9,80	lbf/plg ²	67 568,62	Pa

Para el calentamiento del crudo mejorado descargado por gravedad del tanque 37 a buques-tanques, en la posición actual del calentador IE-117 se determinó la adaptabilidad de los calentadores IE-400A, IE-400B e IE-400C, considerándose un caudal de crudo de 400 m³/h para cada equipo y un precalentamiento desde 50 °C hasta 60 °C, temperaturas de almacenamiento y entrega a buques tanques respectivamente, para lo cual se requiere, según puede apreciarse en la Tabla 3.5, un flujo de vapor saturado de 3 649,46 kg/h. Puede observarse que a partir del área de transferencia de calor de estos equipos (267,48 m²) y el calor intercambiado en los mismos (7862544,1 kJ/h) se obtiene un coeficiente total de diseño de transferencia de calor (U_D) de 98,29 W/m²°C, siendo el coeficiente total limpio de transferencia de calor (U_C) de 306,68 W/m² °C. El factor de obstrucción calculado es de 0,039 m²°C/W. También se aprecia que la caída de presión total en los tubos (ΔP_{tT}) es de 1447,89 Pa, mientras que la caída de presión para el lado de la coraza (ΔP_s) es de 67 568,62 Pa.

Edwards, (2001) establece, para calentadores en los cuales el fluido caliente es vapor y el fluido frío es un aceite orgánico pesado, un rango de valores del coeficiente total de diseño de transferencia de calor (U_D) de 62,46 a 448,58 W/m²°C, mientras que el brindado por Kern, (1999) es de 34,07 a 340,7 W/m² °C. Como puede observarse en las tablas anteriores, dichos coeficientes se encuentran dentro del rango permisible de acuerdo a lo registrado en la literatura consultada.

Se aprecia además, que el coeficiente total limpio de transferencia de calor (U_C) en ambos casos excede al coeficiente total de diseño (U_D) suficientemente, de manera que el factor de obstrucción (R_d), que es una medida del exceso de superficie, garantiza la correcta operación de los calentadores.

Puede observarse que el factor de obstrucción calculado, también en ambos casos es mayor que el factor de obstrucción requerido según Kern, (1999), que es 0,003 m²°C/W.

Además se aprecia que la caída de presión total en los tubos (ΔP_{tT}) y la caída de presión para el lado de la coraza (ΔP_s) no excede la permitida para las dos corrientes, que de acuerdo a lo establecido por Kern, (1999), es de 6 894,76 Pa y 68 947,57 Pa (1 lbf/plg² y 10 lbf/plg²) respectivamente.

Como en ambos casos se cumplen las condiciones de significación en la determinación de la adaptabilidad de los calentadores en existencia para su nuevo uso, estos equipos se consideran apropiados para ser empleados bajo las condiciones de proceso para las que han sido evaluados.

3.3. Análisis de la evaluación energética de las modificaciones propuestas.

Al ser imprescindible la utilización de cantidades bien definidas de vapor para la manipulación del crudo, y teniendo en cuenta que las modificaciones tecnológicas propuestas, en particular las relacionadas con el calentamiento del crudo, incrementan el consumo de vapor en la instalación, se hizo necesario calcular el consumo de vapor teórico de cada intercambiador de calor y compararlo con la capacidad de producción de los generadores de vapor instalados, teniendo en consideración la simultaneidad de las operaciones.

Las tablas que aparecen a continuación muestran los principales resultados obtenidos en la determinación de las necesidades de vapor de las propuestas de modificaciones, para lo cual fue empleada la metodología descrita en el epígrafe 2.8, a partir de datos específicos de operación para entrega a buques-tanques y C.T.E Antonio Guiteras y Santa Cruz, adquiridos del Manual de Operaciones, (2008). Los cálculos se realizan con el uso de la herramienta de cálculo Microsoft Excel. Los resultados de los nuevos consumos de vapor en su totalidad se muestran en el Anexo 17.

Tabla 3.6. Consumos de vapor en la instalación.

Área	Equipo	Consumo de vapor (t/h)	
		Antes de las modificaciones	Después de las modificaciones
Área 1-1 (1 bomba)	IE-205 A e IE-205 B	6,02	6,02
Área 1-1 (2 bombas)	IE-205 A e IE-205 B	12,04	12,04
Área 1-2	Tanques 27, 28 y 29	5,43	5,43
Área 2-1	IE-Guiteras	2,46	2,46
Área 2-1	IE-Santa Cruz (caudal pleno)	3,28	3,28
Área 2-1	IE-Santa Cruz (caudal reducido)	1,23	1,23
Área 3	IE-150 A e IE-150 B	0	2,74
Área 4	IE-400 A, IE-400 B e IE-400 C	0	3,65
Área 4	IE-117	3,65	0
Área 4	Tanques 33, 34, 35, 36 y 37	6,36	6,36

Como puede observarse la Tabla 3.6, una vez aplicadas las propuestas de modificaciones tecnológicas, el consumo de vapor se incrementa en 5,48 t/h, teniendo en cuenta la instalación de los precalentadores IE-150 A e IE-150 B, cuyo consumo de vapor es de 2,74 t/h.

Tabla 3.7. Consumos de vapor una vez aplicadas las modificaciones tecnológicas de acuerdo a la simultaneidad de las operaciones.

Operación	Equipo	Consumo de vapor (t/h)	Frecuencia de uso
Pre calentamiento de combustible	IE-150A e IE-150B	5,48	Uso continuo
Carga a buques-tanques con una bomba	IE-205A e IE-205B	12,04	Uso no continuo (En carga a buques)
Carga a buques-tanques con dos bombas	IE-205A e IE-205B	24,08	Uso no continuo (En carga a buques)
Entrega a Guiteras a caudal pleno	IE-Guiteras	2,46	Uso continuo
Entrega a Santa Cruz a caudal pleno	IE-Santa Cruz	3,28	Uso continuo
Entrega a Santa Cruz a caudal reducido	IE-Santa Cruz	1,23	Uso continuo
Descarga desde tk 37 a buques-tanques	IE-400A, IE-400B e IE-400C	10,95	Uso no continuo (En carga a buques)
Mantenimiento de temperatura en tanques	Serpentines	11,79	Uso continuo
Calentamiento en área de bahía	IE-Bahía	1	Uso no continuo
Consumo total	-	23,01	Equipos de uso continuo
Consumo total máximo (picos del sistema)	-	48,1	En carga a buques desde área 1-1
Capacidad actual de generación	-	32	Para dos generadores de vapor existentes
Déficit de generación en picos del sistema	-	16,1	En carga a buques desde área 1-1

Como puede observarse, el consumo de vapor en cada uno de los equipos por separado es inferior a la capacidad actual de generación (32 t/h para dos generadores de vapor existentes). Aún la demanda de vapor de aquellas operaciones que requieren el uso continuo de algunos de estos equipos (23,01 t/h) no supera dicha capacidad de generación, como puede apreciarse en la Tabla 3.7. Si bien esto es cierto, debe tenerse en cuenta que en el caso de que todas las operaciones ocurran simultáneamente (picos del sistema), cuando el consumo de vapor se hace máximo, esta demanda no se logra satisfacer (48,1 t/h), lo que equivale a un déficit de generación de 16,1 t/h de vapor. Esto ocurre cuando se combinan las operaciones de pre calentamiento de combustible y entrega a las C.T.E Antonio Guiteras y Santa Cruz del Norte a caudal pleno, con la carga a buques, principalmente cuando se emplean dos bombas en esta operación, lo cual sucede siempre que los caudales de carga son grandes o el tiempo para la carga es poco.

La determinación de la eficiencia de los de los generadores de vapor instalados permitió valorar el estado técnico de los mismos, con lo cual, unido a las necesidades de vapor, pudo llegar a definirse la necesidad de adquisición de otro equipo. La Tabla 3.8 muestra los principales resultados obtenidos en su determinación, para lo cual se empleó la metodología descrita en el epígrafe 2.8, a partir de datos específicos de operación para la generación de vapor, adquiridos del Manual de Operaciones, (2008). Los resultados del cálculo de la eficiencia de los generadores de vapor en su totalidad se muestran en el Anexo 18.

Tabla 3.8. Principales resultados de la determinación de la eficiencia de los generadores de vapor instalados.

Variable	Símbolo	Magnitud	U/M
Flujo de vapor saturado producido	W_s	16 000	kg/h
Presión del vapor (abs)	P	900 000	Pa
Temperatura del agua de alimentación	T_{alim}	90	°C
Entalpía del vapor saturado producido	H_v	2 773,9	kJ/kg
Entalpía del agua de alimentación	H_l	376,92	kJ/kg
Consumo de combustible	β	1120	kg/h
Diferencia de temperatura del combustible	Δt	90	°C
Calor útil	Q_u	38 351 680	kJ/h
Calor disponible	Q_d	47 118 512	kJ/h
Eficiencia	η_b	81,39	%

Teniendo en cuenta que la eficiencia de los generadores de vapor instalados (81,39 %), permite considerar que el estado técnico de los mismos es adecuado, según Manual de Operaciones, (2008), y de acuerdo a las necesidades de vapor existentes, puede inferirse la necesidad de adquisición de otro equipo para ser empleado en los picos del sistema.

En la actualidad la empresa cuenta con dos ofertas de generadores de vapor con capacidades de 20 y 25 t/h respectivamente. La dirección de la misma decide adquirir el de 25 t/h, para garantizar un mayor margen de disponibilidad de vapor ante futuras modificaciones del esquema tecnológico que incrementen la demanda de este portador energético.

3.4. Análisis de la evaluación económica de las modificaciones propuestas.

3.4.1. Análisis de la factibilidad económica de la inversión.

Teniendo en cuenta que las modificaciones propuestas requieren de inversiones para la adquisición de equipos y accesorios, así como para el montaje e instalación de los mismos, se realiza un análisis de factibilidad económica de la inversión.

Para la estimación de la inversión fue empleado el *Software* “CAPCOST” (Anexo 19), exceptuando la caldera al tenerse los datos de la misma en la oferta de venta de la empresa Alastor, determinándose que el monto de la inversión en su totalidad es de \$ 2 038 261,6. Es válido aclarar que en el caso de los calentadores, se tiene en cuenta solamente el costo de instalación y montaje al estar estos disponibles en la empresa, cuestión que fue abordada con anterioridad. La relación del equipamiento y accesorios implicados en estas propuestas se muestran de forma global en el Anexo 20, haciéndose referencia solamente a los equipos y servicios fundamentales.

Los indicadores de rentabilidad de la inversión fueron estimados a partir de la metodología descrita en el epígrafe 2.9, y mediante el empleo de la herramienta de cálculo Microsoft Excel.

El valor actual neto (VAN) arroja un valor considerablemente positivo (754 640 066,1), 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.

La tasa interna de retorno (TIR) determinada es de 24 %, significativamente superior al interés vigente para la empresa (10 %), lo cual garantiza la factibilidad de la inversión aún si se producen incrementos de interés considerables.

Se determina además, que el porcentaje de retorno es de 27,32 %. Según Turton, (1998), para la industria química un retorno que se encuentre entre 17 y 19 % se considera apropiado, por tanto en el presente caso la inversión retorna a través de la ganancia a un ritmo anual considerablemente superior al establecido por la bibliografía.

Por su parte, el plazo de recuperación de la inversión es de 3 años y 8 meses, lo cual puede considerarse un período aceptable, según Turton, (1998),

Teniendo en cuenta que todos los indicadores de eficiencia económica de la inversión arrojan resultados aceptables, la misma puede ser aceptada. El flujo de caja se muestra en el Anexo 21.

3.4.2. Análisis del efecto económico de las modificaciones propuestas.

Tanto la reducción inicial de viscosidad como el precalentamiento del crudo proveniente de las productoras, contribuyen a un considerable ahorro de energía eléctrica por concepto de eliminación de rebombeo del mismo hacia el área 4 y tanques de almacenamiento de crudo, al garantizar que este pueda enviarse directamente para cualquier tanque con 1 400 ó 1 100 cSt según corresponda y a la temperatura de almacenamiento requerida (50 °C). El ahorro estimado de electricidad, determinado a partir de la potencia que dejarían de demandar las bombas del área 1-1 y el tiempo de bombeo, es de 1 632 545,46 kW-h/año. Teniendo en cuenta que el precio de la electricidad es de 0,73 \$/kW-h, se obtiene un ahorro en valores de electricidad de 1 187 076,6 \$/año, lo que representa un 67,76 % del consumo actual.

Las modificaciones tecnológicas propuestas, en particular las relacionadas con el calentamiento del crudo, incrementan necesariamente el consumo de vapor en la instalación en 5,48 t/h. Teniendo en cuenta que el precio del vapor es de 8,3 \$/t, se tiene un incremento del costo del vapor de 397 712,76 \$/año. A pesar de ello, el ahorro en valores de electricidad es considerablemente superior, lo cual determina la disminución del costo de utilidades de la instalación en 789 363,84 \$/ año.

Al incrementarse el consumo de nafta producto de la creación del punto de pretratamiento del crudo, esta dejará de venderse por parte de la empresa, lo que conlleva a una disminución en los ingresos por dicho concepto. Teniendo en cuenta que el consumo de nafta se incrementa en 36028,8 m³/año, y que los precios de compra y venta de la nafta son de 408 \$/m³ y 438,3 \$/m³ respectivamente, se dejaría de ingresar 1 106 084,16 \$/año por concepto de venta de nafta. A pesar de ello, resulta necesario ejecutar esta acción al ser prioridad lograr la reducción de la viscosidad del crudo hasta los valores solicitados por los clientes cumpliendo con las especificaciones de calidad establecidas.

Al recibirse un crudo de mayor viscosidad, el precio de compra del mismo se reduce a 373,45 \$/m³. Teniendo en cuenta que el consumo de petróleo crudo es de 2 853 123 m³/año, el costo de materia prima disminuye en 218 406 565,7 \$/ año.

Por otra parte, como la empresa incurre en una inversión para la adquisición de equipos y accesorios, así como para el montaje e instalación de los mismos, el costo de amortización se incrementa en 203 826,16 \$/año, considerando 10 años de amortización para tales equipos, según Peters, (1991).

En la Tabla 3.9 se muestra la estructura de costo del proceso de preparación de mezclas para el año 2012 y una vez aplicadas las modificaciones tecnológicas.

Tabla 3.9. Conceptos de gastos en ejecución del proceso de preparación de mezclas (Estructura de costo).

Concepto	Tipo de costo	Costo (\$/año)			
		Antes de las modificaciones (2012)	%	Después de las modificaciones	%
Materias primas	CV	1 326 225 982	99,79	1 107 819 417	99,71
Utilidades	CV	2 438 957,8	0,18	1 649 593,96	0,15
Amortización	CF	92 348	0,0069	296 174,16	0,027
Mantenimiento	CV	75 904,32	0,0057	75 904,32	0,0068
Salario	CF	36 747	0,0028	36 747	0,0033
Seguridad social	CF	3 781,08	0,00028	3 781,08	0,00034
Atención al hombre	CF	11 079,36	0,00083	11 079,36	0,001
Servicios	CV	28 739,2	0,0022	28 739,2	0,0026
Otros gastos	CV	78 218	0,0059	14 399,47	0,0013
Total	-	1 328 991 757	100	1 111 041 919	100

Como puede observarse, antes de las propuestas de modificaciones el costo de producción es de 1328 991 757 \$/año, y una vez aplicadas estas sería de 1 111 041 919 \$/año, disminuyendo en 217 949 837,7 \$/año. Teniendo en cuenta que el volumen anual de producción es de 2956850,04 m³, y que el precio de venta de las mezclas de crudo es de 478 \$/m³, el valor de la producción es de 1 413 374 319 \$/año, por tanto, la aplicación de las modificaciones tecnológicas propuestas, generaría un incremento de las ganancias de la empresa de 219 055 921,9 \$/año.

Los resultados económicos en su totalidad se muestran en el Anexo 22.

Debe aclararse que todos los datos económicos fueron ofrecidos por el departamento económico de la empresa.

3.5. Conclusiones parciales del capítulo.

1. Las bombas existentes en la Base de crudo no son capaces de manipular correctamente el flujo de crudo requerido bajo las nuevas condiciones de explotación (valores de viscosidad alrededor de 16 239 cSt para 30 °C), por lo que se propone cambiar las condiciones del fluido, disminuyendo la viscosidad del nuevo crudo hasta los valores de operación actuales (valores de viscosidad alrededor de 1 400 cSt para 50 °C).
2. El volumen diario de nafta a inyectar para la reducción inicial de viscosidad hasta 1 400 cSt y 1 100 cSt es de 230,4 y 324 m³ respectivamente, siendo el caudal máximo correspondiente

9,6 y 13,5 m³/h, de forma tal que el consumo de nafta se incrementa en 36 028,8 m³/año con respecto a la variante actual. Para ello se selecciona una bomba ITUR, 32/160, de 3 480 rpm, 60 Hz e impelente de 157φ, carga neta de succión positiva (NPSHb) de 2,4 m, con una eficiencia de 60 % y una potencia eléctrica de 2,67 kW.

3. Los calentadores en existencia se consideran apropiados para ser empleados bajo las condiciones de proceso para las que han sido evaluados.
4. En los picos del sistema existe un déficit de generación de 16,1 t/h de vapor, por lo que se propone adquirir una caldera de 25 t/h con el equipamiento requerido para su operación, que satisfaga la demanda máxima de vapor y garantice mayor margen de disponibilidad.
5. Teniendo en cuenta que todos los indicadores de eficiencia económica de la inversión arrojan resultados aceptables, la misma puede ser aceptada.
6. La aplicación de las modificaciones tecnológicas propuestas, genera un incremento de las ganancias de la empresa de 219 055 921,9 \$/año.

Conclusiones

Conclusiones.

Analizando lo expuesto a lo largo del presente trabajo, se concluye que:

1. Los principales métodos a emplearse para el tratamiento del crudo pesado de alta viscosidad son: la dilución, el calentamiento, la emulsión aceite/agua, el mejoramiento parcial, el flujo anular y la reducción de fricción, siendo este último el más eficaz.
2. Al realizarse la evaluación del sistema de tratamiento y trasiego de crudo en la ECCM se determinó que este no es capaz de asumir los cambios previstos en el crudo a manipular, por lo cual se proponen modificaciones tecnológicas que permitan cambiar las condiciones del fluido, que incluyen reducción de la viscosidad por adición de nafta y calentamiento del crudo hasta los valores requeridos por los clientes.
3. Se determinó que el volumen diario de nafta a inyectar para la reducción inicial de viscosidad hasta 1400 cSt y 1100 cSt es de 230,4 y 324 m³ respectivamente, siendo el caudal máximo correspondiente 9,6 y 13,5 m³/h, para lo cual se selecciona una bomba ITUR, 32/160, de 3480 rpm, 60 Hz e impelente de 157φ, carga neta de succión positiva (NPSH_p) de 2,4 m, con una eficiencia de 60 % y una potencia eléctrica de 2,67 kW.
4. Los calentadores en existencia en la entidad se consideran apropiados para ser empleados bajo las condiciones de operación para las cuales han sido evaluados.
5. Considerando el déficit de generación en los picos del sistema (16,1 t/h) y la ausencia actual de reserva de generación, se propone la adquisición de una caldera de 25 t/h con el equipamiento requerido para su operación.
6. La aplicación de las modificaciones tecnológicas propuestas genera un incremento en las ganancias de la empresa de 219 055 921,9 \$/año y la inversión derivada de las mismas, puede ser aceptada al arrojar todos los indicadores de factibilidad económica resultados aceptables.

Recomendaciones

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 Investigaciones y Proyectos del Petróleo (EIPP), con el objetivo de su análisis y posterior aplicación.

Bibliografia

Bibliografía.

1. Alfonso, H. (2008). Propiedades reológicas de emulsiones de petróleo pesado en agua. [online]. *Ingeniare. Revista chilena de ingeniería*. vol.16, no.2. p. 244-249. ISSN: 0718-3305. Universidad de Tarapacá. Chile. Disponible en: <http://redalyc.uaemex.mx>. [Consultado 10/1/2013]
2. Algel, K and Boduszynski, M. (2000). Composition and Analyses of Heavy Petroleum Fractions. [online]. Marcel Dekker. New York. p. 263. Disponible en: <http://www.scielo.org.co>. [Consultado 8/1/2013]
3. 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.
4. Ávila, I. (2011). Coquización retardada. [online]. Disponible en: <http://www.lacomunidadpetrolera.com>. [Consultado 18/1/2013]
5. Ayala, M. (2009). Optimización del equipo de deshidratación natco de crudo pesado en una empresa petrolera. [online]. Trabajo de graduación. Universidad de San Carlos de Guatemala. Guatemala. Disponible en: <http://www.scielo.org.co>. [Consultado 10/1/2013]
6. Azbel, D. (1988). Chemical and Process Equipment Design. Edición Revolucionaria. p.363.
7. Belani, A. (2010). It's Time for an Industry Initiative on Heavy Oil. [online]. *Journal of Petroleum Technology*. vol.58, no.6. p. 40-42. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com>. [Consultado 10/1/2013]
8. Brizuela, E. (1987). Aspectos fundamentales del diseño de Plantas Industriales. Tomo I. Ciudad de la Habana. Ed. ISPJAE. 345p.
9. Campos, C. (2010). Estudio de los factores que afectan el balance volumétrico del los diluentes usados en el mejoramiento del crudo extrapesado. [online]. Tesis presentada como requisito parcial en opción al Título de Ingeniero Químico. Universidad de Oriente. Cuba. Disponible en : <http://ri.bib.udo.edu.ve>. [Consultado 12/1/2013]
10. CAPCOST. 2004

11. Carrillo, J, et al. (2010). Proceso de desasfaltado de hidrocarburos pesados con alto contenido de asfaltenos. [online]. *CT&F- Ciencia, Tecnología y Futuro*. vol.1, no.2. p. 17-20. ISSN: 0122-5383. Disponible en: <http://www.scielo.org.co>. [Consultado 10/1/2013]
12. Castañeda, G, et al. (2008). Impacto de los estudios reológicos en el transporte por oleoducto de crudos parafínicos. [online]. *CT&F - Ciencia, Tecnología y Futuro*. vol.2, no.1. p. 15-19. ISSN: 0122-5383. Disponible en: <http://www.scielo.org.co>. [Consultado 15/1/2013]
13. 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.
14. Catálogo de curvas características para bombas ITUR
15. Correa, A. (2005). Manual de producción de petróleo y gas. Centro Politécnico del Petróleo. La Habana. Cuba.
16. Danesh, A, (1998). Pressure-Volume-Temperature and phase behavior of petroleum reservoir fluids. [online]. Primera edición. Editorial Elsevier Science B.V. Netherlands. p.586. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com>. [Consultado 15/1/2013]
17. Delgado, Y. (2008). Influencia de la temperatura en las propiedades reológicas de la emulsión de petróleo pesado. [online]. *Revista Minería y Geología*. vol.24, no.2. p. 9-21. ISSN: 1993- 8012. Instituto Superior Minero Metalúrgico, Las Coloradas. Holguín. Cuba. Disponible en: <http://ri.bib.udo.edu.ve>. [Consultado 10/1/2013]
18. Edwards, J. (2001). Process modelling and design of shell and tube heat exchangers. Ed. P & I Design Ltd. p. 740
19. Fernández, I. (2011). Polímeros en solución y aplicación de los polímeros en la Industria petrolera. [online]. PDVSA-Intevep. Venezuela. Disponible en: <http://www.monografias.com>. [Consultado 15/1/2013]
20. Fox, R y McDonald, A. (1995). Introduction to Fluid Mechanics. Cuarta edición. Editorial McGraw-Hill. México. p.916
21. Gadea, R. (2009). Los buques tanque y su clasificación. [online]. Petrotecnia. Disponible en: <http://biblioteca.iapg.org.ar>. [Consultado 22/1/2013]
22. Galván, L, et al. (2007). Los macroprocesos de la industria petrolera. [online]. *Universidad, Ciencia y Tecnología*. vol.11, no.43. p. 91-97. Disponible en: <http://www.bo.usb.ve>. [Consultado 11/1/2013]

23. Holman, J. (1999). Transferencia de calor. Compañía Editorial Continental, S.A. de C.V. México. p. 620
24. Inclopera, F. (1999). Fundamentals of Heat and Mass Transfer. Cuarta edición. Prentice Hall. México. p.802
25. Isachenko, V. (1979). Transmisión de calor . Tomo I. Editorial Pueblo y Educación. La Habana. Cuba. p.650
26. Karassik, I, et al. (2001). Pump Handbook. Tercera edición. Editorial McGraw-Hill. New York. p.1789
27. Keenan, J, *et al.* (1988). Steam Tables. Thermodynamic properties of water including vapor, liquid and solid phases. Edición revolucionaria. La Habana. Cuba. p. 156
28. Kern, D. (1999). Procesos de Transferencia de Calor. Compañía Editorial Continental, S.A. de C.V. México. p.981
29. Langevin, D, *et al.* (2004). Crude oil emulsion properties and their application to heavy oil transportation. [online]. *Oil and Gas Science and Technology – Rev.* vol. 59, no.5. p.11-21. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com>. [Consultado 8/1/2013]
30. León, I, *et al.* (2010). Fundamentos teóricos metodológicos para la evaluación económico- financiera de proyectos de inversión. *Avances.* vol.12, no.1. p. 5-15. ISSN: 1562-3297
31. Manual de Operaciones. (2008). Base de Crudos y Suministro. Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas. Cuba.
32. Marfisi, S. y Moreno, L. (2007). Manual de Laboratorio de Hidrocarburos. [online]. Universidad de Oriente. Cuba. Disponible en : <http://ri.bib.udo.edu.ve>
33. Ministerio de la Industria Básica (MINBAS). (2001). Programa de desarrollo petrolero. Cuba.
34. Muñoz, A. (2011). Innovación tecnológica en sistemas de bombeo para fluidos de alta viscosidad. [online]. Tesis presentada como requisito parcial en opción al Título de Master en Ciencias en Ingeniería Mecánica. Escuela Superior de Ingeniería Mecánica y Eléctrica. Unidad Zacatenco. México. Disponible en: <http://redalyc.uaemex.mx>. [Consultado 10/1/2013]
35. Pavlov, K. (1981). Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en Tecnología Química. Moscú. p.608
36. Perry, R. (1999). Perry's Chemical Engineer's Handbook. Editorial McGraw-Hill. México. p.916

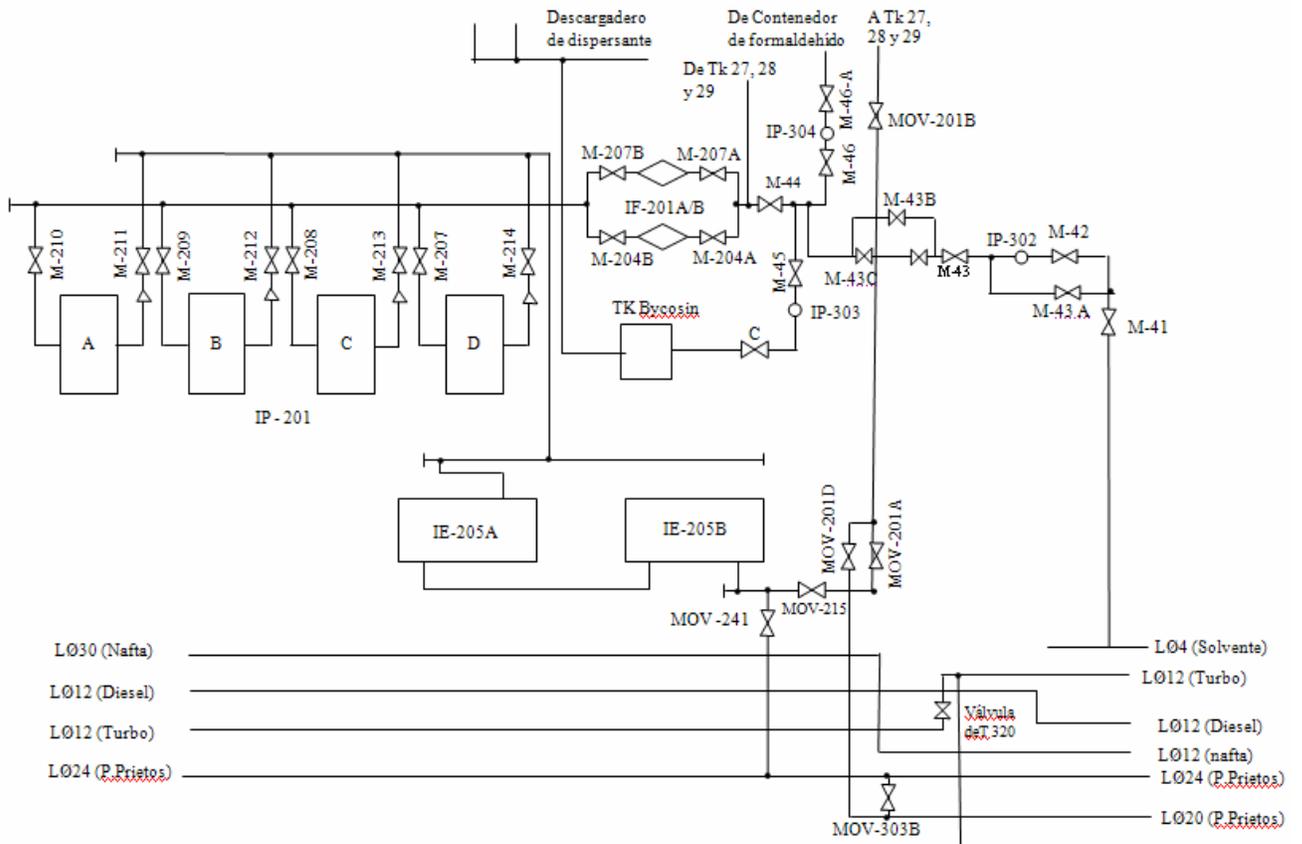
37. Peters, M; Timerhaus, K. (1991). Plant design and economics for Chemical Engineers. Four Editions. Ed. Advisory Board. 923p.
38. Pons, A. (1987). Termodinámica Técnica para Ingenieros Químicos. Editorial Pueblo y Educación. Ciudad de La Habana. Cuba. p.582
39. Ramírez, M. (2011). Tecnología petrolera: catalizadores y adsorbentes. [online]. *Interciencia*. vol.29, no.1. p. 9-11. ISSN: 0378-1844. Disponible en: <http://redalyc.uaemex.mx>. [Consultado 16/1/2013]
40. Ramos, N. (1995). Bombas, ventiladores y compresores. Editora ISPJAE. Ciudad de La Habana. Cuba. p.398
41. Ríos, O. (2008). Análisis de la eficiencia de la perforación de los pozos de petróleo y gas en el yacimiento Varadero Oeste en los últimos cinco años. Tesis presentada como requisito parcial en opción al Título de Especialista en Perforación de Pozos de Petróleo y Producción de Petróleo. Centro Politécnico del Petróleo. La Habana. Cuba.
42. Riveiro, C. (2004). Software Viscosidad y Mezcla. Unión CUPET. Cuba.
43. Rivero, V. (2009). Uso de nanopartículas en el mejoramiento de crudos pesados a baja severidad en presencia de un donante de hidrógeno. [online]. Trabajo especial de grado. Universidad Central de Venezuela. Caracas. Disponible en: <http://saber.ucv.ve>. [Consultado 17/1/2013]
44. Rodríguez, L. (2012). Estudio del sistema de suministro de petróleo en la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas. Tesis presentada como requisito parcial en opción al Título de Master en Ciencias en Termoenergética Industrial. Universidad “Camilo Cienfuegos”. Matanzas. Cuba.
45. Rodríguez, S. (2004). Petróleo cubano: una actividad en expansión. *Revista Bohemia*. vol. 3, no. 2. p. 5-7. Cuba.
46. Rohsenow, W. (1998). Handbook of Heat Transfer. Tercera edición. Editorial McGraw-Hill. New York. p.1273
47. Rojas, V. (2010). Tratamiento de crudo proveniente de fosas de desecho haciendo uso de tecnologías aplicadas para el mejoramiento de crudos pesados. [online]. Trabajo especial de grado. Escuela de Ingeniería Química, Caracas. Disponible en: <http://saber.ucv.ve>. [Consultado 25/1/2013]
48. Rosabal, J y Garcell, L. (2006). Hidrodinámica y separaciones mecánicas. Tomo I. Editorial Félix Varela. La Habana. Cuba. p. 295

49. Scott, D, *et al.* (2007). *Petroleum Technology*. [online]. John Wiley & Sons, Inc. Hoboken. New Jersey. p. 1242. Disponible en: [http://: www.knovel.com](http://www.knovel.com). [Consultado 21/1/2013]
50. Streeter, V, *et al.* (2008). *Mecánica de fluidos*. Novena edición. Editorial Félix Varela. La Habana. Cuba. p. 740
51. Tourkmani, K. (2009). Obtención de datos de equilibrio en la precipitación de asfaltenos de crudos de petróleo. [online]. Tesis presentada como requisito parcial en opción al Título de Ingeniero Químico. Universidad Rey Juan Carlos. España. Disponible en: <http://eficiencia.urjc.es>. [Consultado 7/1/2013]
52. Turton, R. (1998). *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. Ed Prentice. New Jersey.
53. Vivas, M. (2009). Estudio de los cambios en algunas de las propiedades físicas y químicas de los crudos pesados sometidos a la inyección de vapor con solventes donantes de hidrógeno. [online]. Trabajo especial de grado. Universidad Central de Venezuela. Caracas. Disponible en: <http://saber.ucv.ve>. [Consultado 21/1/2013]
54. West, C, *et al.* (2009). Heavy Oil, meaning and important. [online]. *Journal of Petroleum Technology*. vol.61, no.3. p. 23-25. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com>. [Consultado 19/1/2013]

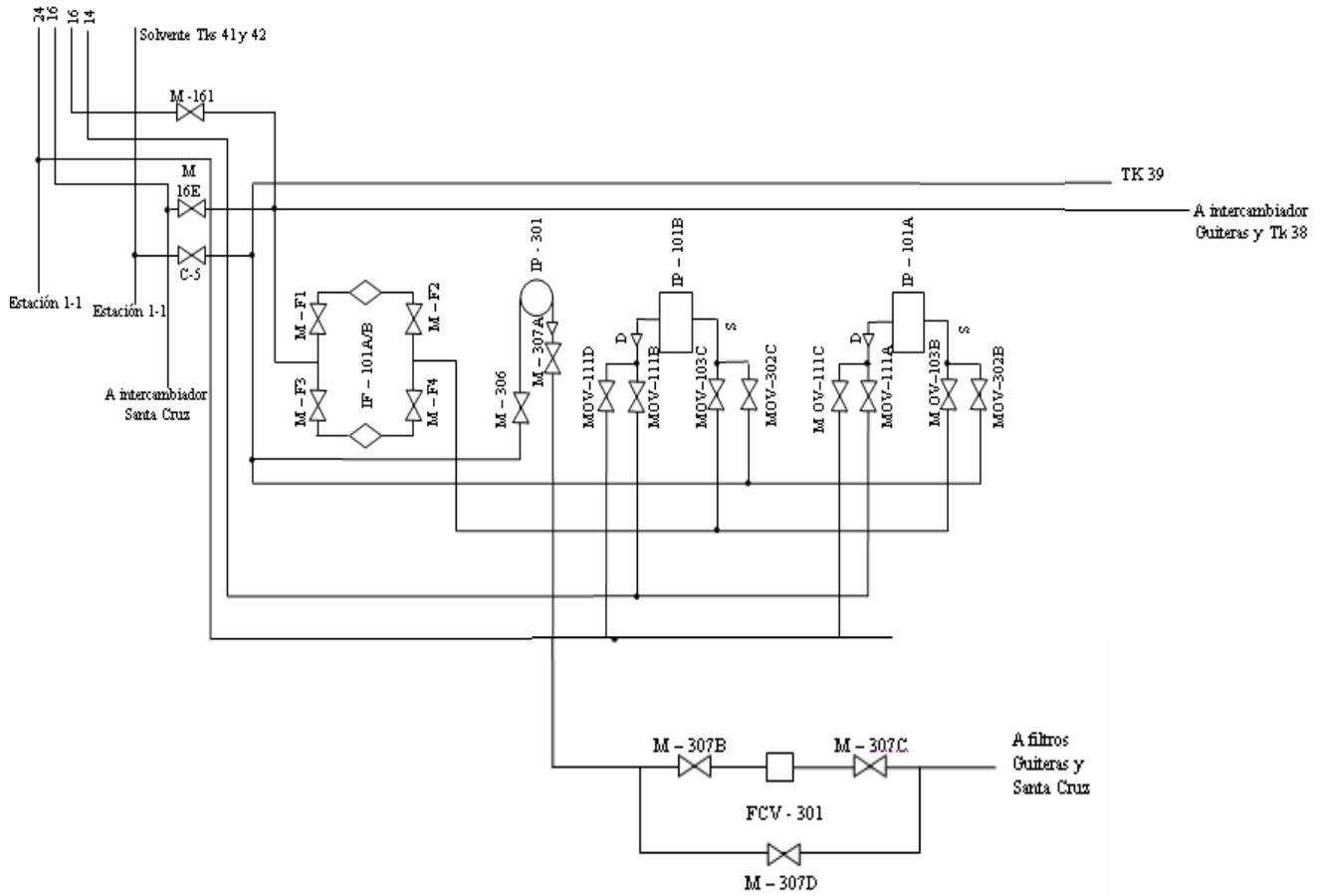
Anexos

Anexos.

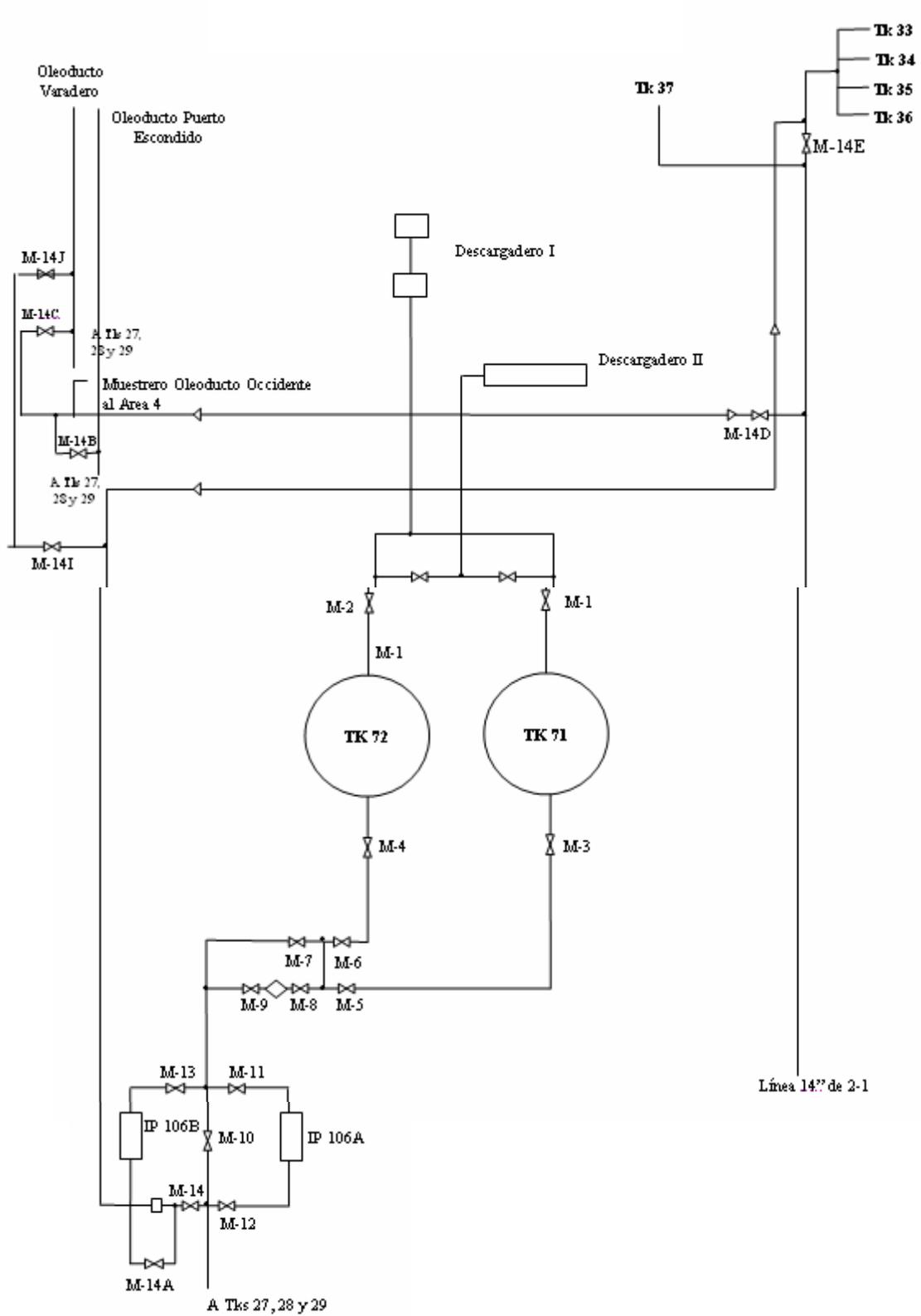
Anexo 1. Esquema del área de bombas de la Base de crudo (estación 1-1).



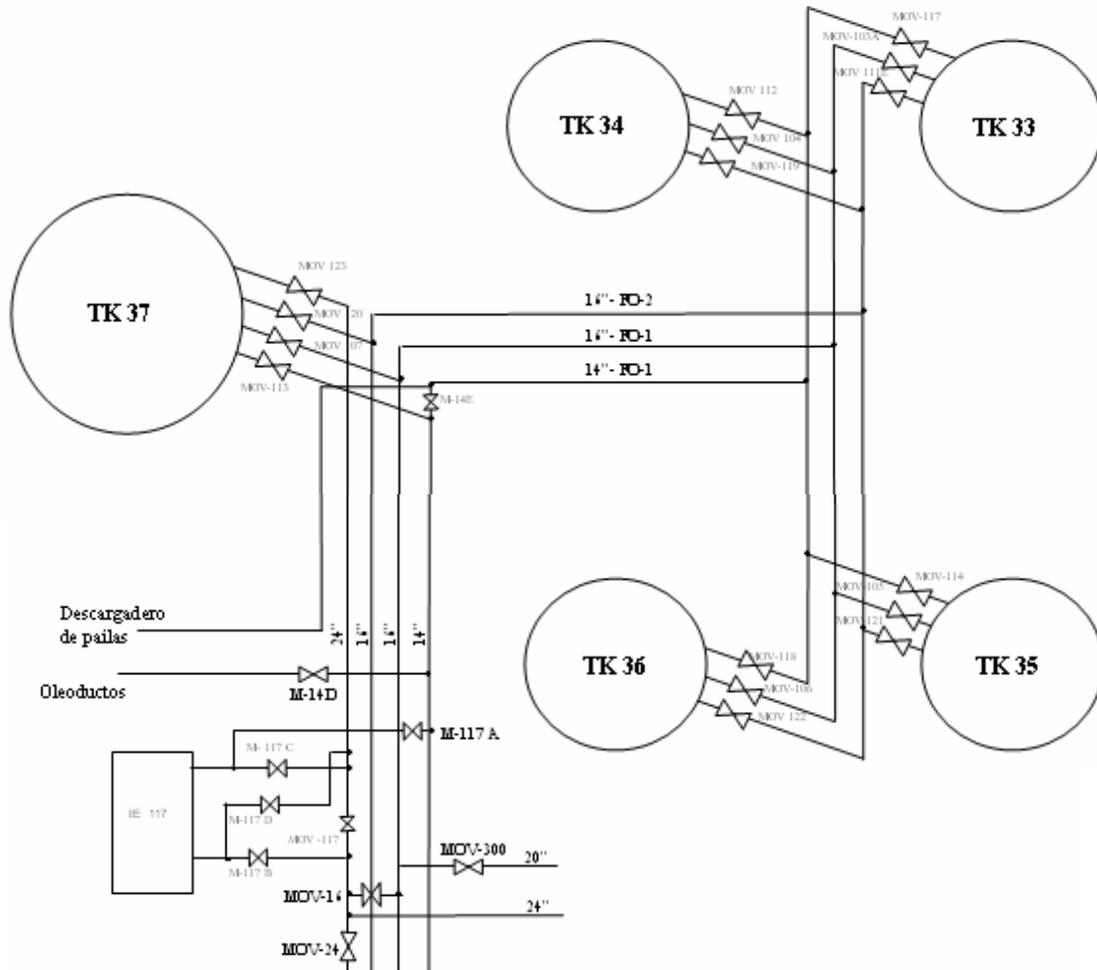
Anexo 2. Esquema del área de estación de cabecera de los oleoductos a las C.T.E Santa Cruz y Antonio Guiteras (área 2-1).



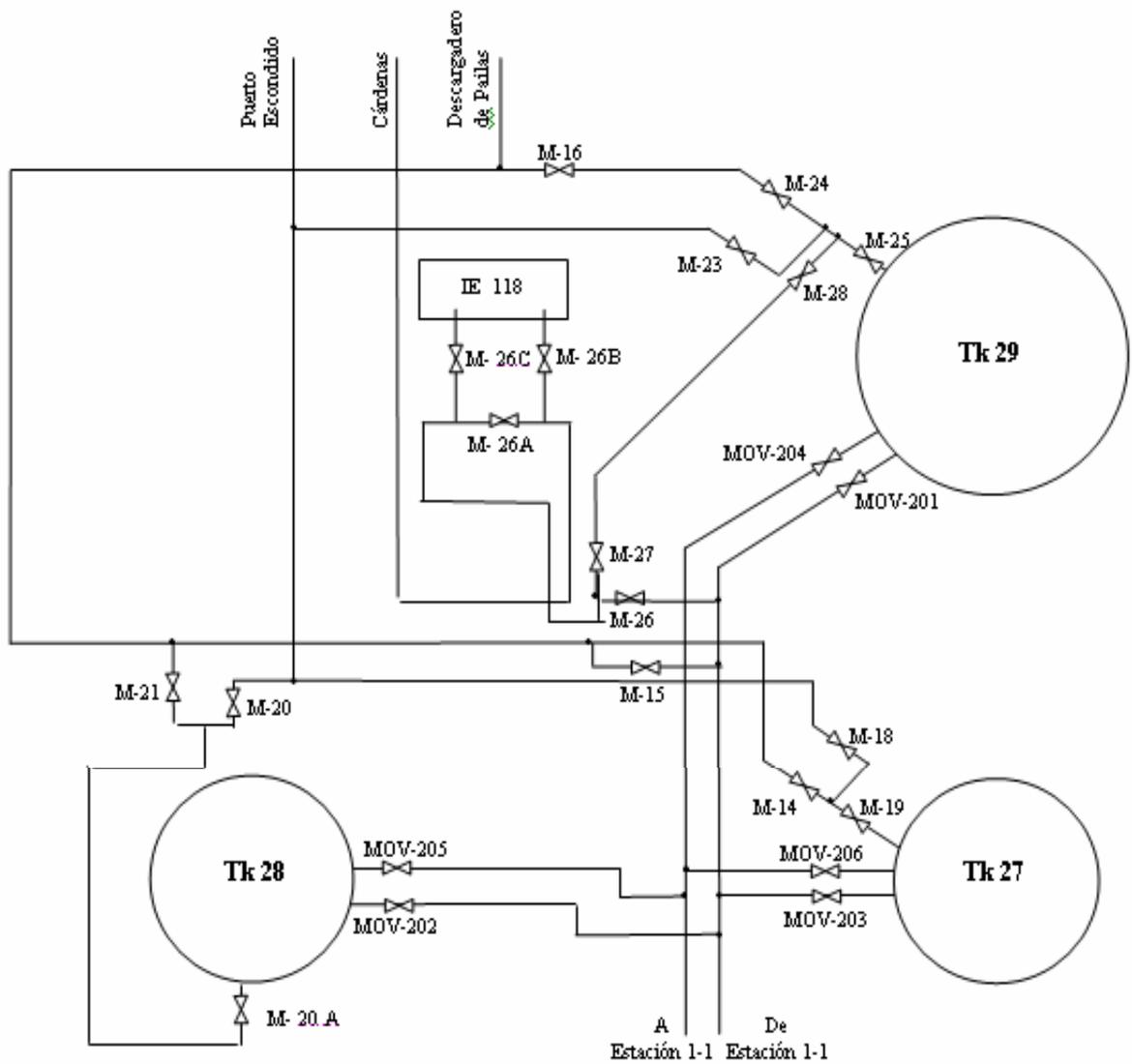
Anexo 3. Esquema de la Base de recepción de crudo (área 3).



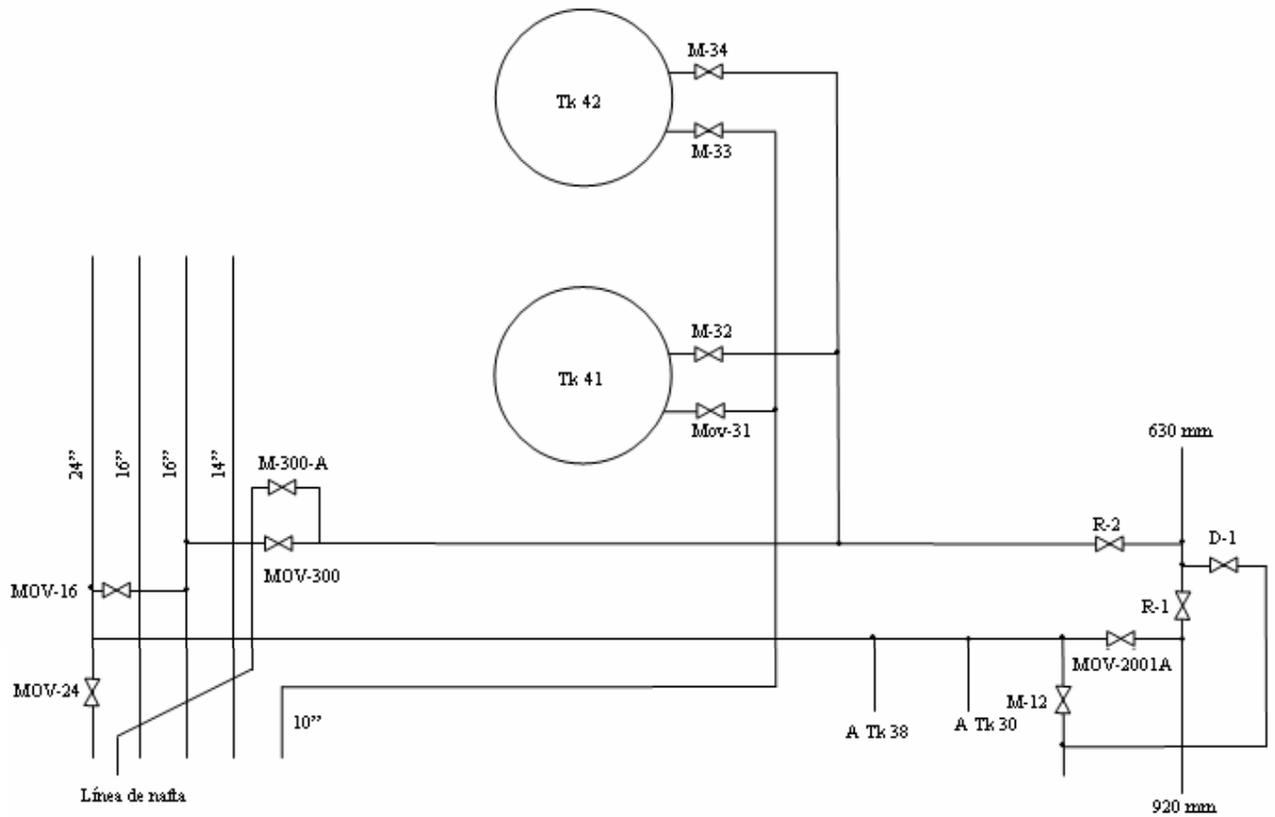
Anexo 4. Esquema de la Base en tierra (área 4).



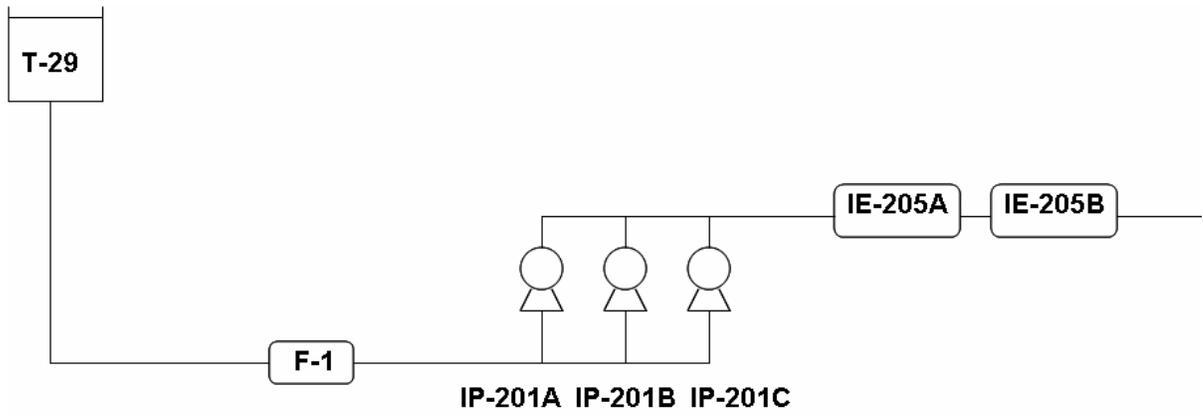
Anexo 5. Esquema del área de tanques receptores de crudo de la Base de crudo (área 1-2).



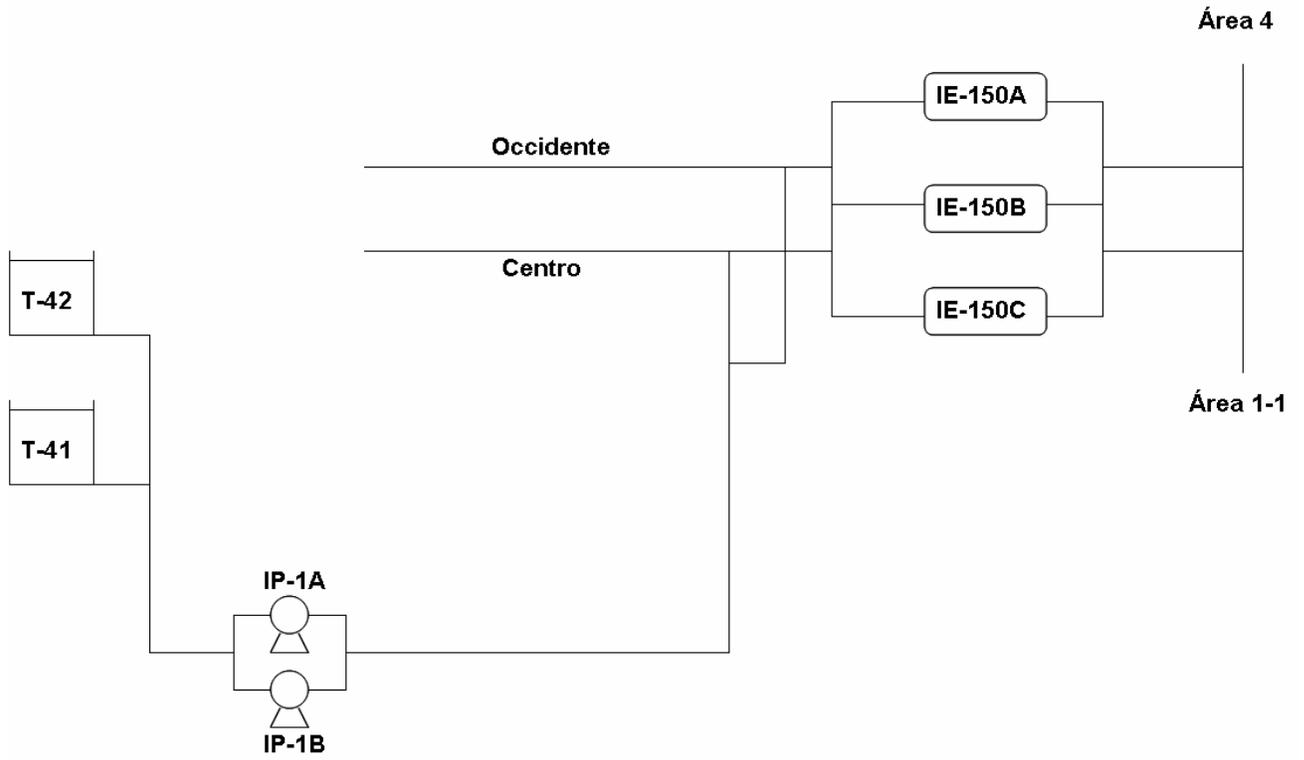
Anexo 6. Esquema del área de tanques de la Base de suministro a las Centrales Termoelectricas (área 2-2).



Anexo 7. Sistema de flujo de fluido correspondiente al área de bombas de la Base de crudo.



Anexo 8. Sistema de flujo de fluido para el trasiego de nafta desde el área 2-1 al punto de reducción inicial de viscosidad.



Anexo 9. Datos del sistema de flujo de fluido empleados en la evaluación de las bombas de la Base de crudo.

Variable		Símbolo	Magnitud	U/M
Temperatura del crudo		T	30	°C
Densidad del crudo		ρ	999,40	kg/m ³
Viscosidad cinemática del crudo		ν	16 239	cSt
Aceleración de la gravedad		g	9,80	m/s ²
Tramo 1 (Succión)	Diámetro	D	0,91	m
	Longitud	L	227,60	m
	Caudal	Q	1 320	m ³ /h
	Accesorios	Coefficiente de resistencia local (K_i)		
	9 codos de 90°	23		
	5 válvulas de compuerta abierta	45		
Tramo 2 (Succión)	Diámetro	D	0,51	m
	Longitud	L	56	m
	Caudal	Q	660	m ³ /h
	Accesorios	Coefficiente de resistencia local (K_i)		
	1 codo de 90°	25		
	1 válvula de compuerta abierta	47		
Altura mínima de vaciado del tanque 29		h ₁	1,50	m
Altura desde nivel del piso al fondo del tanque 29		h ₂	14,25	m
Altura desde nivel del piso al nivel del líquido		z ₁	15,75	m
Altura desde nivel del piso a la succión de la bomba		z ₂	8,35	m
Presión en el tanque 29		P ₁	101 325	Pa
Presión de vapor del crudo		P _v	23 437,89	Pa
Carga neta de succión positiva de la bomba		NPSH _b	4,3	m

Anexo 10. Datos del sistema de flujo de fluido correspondiente al trasiego de nafta desde el área 2-1 al punto de reducción inicial de viscosidad.

Variable		Símbolo	Magnitud	U/M
Temperatura de la nafta		T	30	°C
Densidad de la nafta		ρ	830	kg/m ³
Viscosidad cinemática de la nafta		ν	1	cSt
Aceleración de la gravedad		g	9,80	m/s ²
Succión	Diámetro	D	0,254	m
	Longitud	L	100	m
	Caudal	Q	15	m ³ /h
	Accesorios	Coefficiente de resistencia local (K_i)		
	5 codos de 90°	0,75		
	2 válvulas de compuerta abierta	0,17		
Descarga	Diámetro	D	0,203	m
	Longitud	L	250	m
	Caudal	Q	15	m ³ /h
	Accesorios	Coefficiente de resistencia local (K_i)		
	7 codos de 90°	0,75		
	1 T	0,4		
	1 válvula de cheque	2		
	2 válvulas de globo	6		
Altura mínima de vaciado del tanque 42		h ₁	0,37	m
Altura desde nivel del piso al fondo del tanque 42		h ₂	5	m
Altura desde nivel del piso al nivel del líquido		z ₁	5,37	m
Altura desde nivel del piso al punto de inyector al oleoducto		z ₂	8	m
Presión en el tanque 42		P ₁	101 325	Pa
Presión en oleoductos		P ₂	490 332,5	Pa
Presión de vapor de la nafta		P _v	56 938	Pa

Anexo 11. Datos de diseño de los intercambiadores de calor destinados al precalentamiento del crudo procedente de EPEP Centro y EPEP Occidente en el punto de tratamiento inicial (IE-150A, IE-150B e IE-150C).

Variable	Símbolo	Magnitud Sist. Inglés	U/M Sist. Inglés	Magnitud SI	U/M SI
Diámetro interior de la coraza	DI	45	plg	1 143	mm
Espaciado de los deflectores, corte al 25%	B	23	plg	584,2	mm
Pasos por la coraza	n _s	1	-	1	-
Número de tubos	N _t	475	-	475	-
Longitud de los tubos	L	230 19,09	plg pie	5,84	m
Diámetro interior de los tubos	D	0,75 (3/4)	plg	19,05	mm
Diámetro exterior de los tubos	d _o	1	plg	25,40	mm
Sección libre entre tubos	C'	0,25	plg	6,35	mm
Espaciado de los tubos	P _T	1,25 (1¼)	plg	31,75	mm
Arreglo	-	Cuadrado	-	Cuadrado	-
Pasos por los tubos	n	2	-	2	-
Superficie externa por pie lineal	a''	0,2618	pie	79,80	mm
Área de transferencia de calor	A	2 373,94	pie ²	220,55	m ²

Anexo 12. Datos de diseño de los intercambiadores de calor destinados al calentamiento del crudo mejorado descargado por gravedad del tanque 37 a buques tanques en la posición actual del calentador IE-117 (IE-400A, IE-400B e IE-400C).

Variable	Símbolo	Magnitud Sist. Inglés	U/M Sist. Inglés	Magnitud SI	U/M SI
Diámetro interior de la coraza	DI	57	plg	1 447,80	mm
Espaciado de los deflectores, corte al 25%	B	40	plg	1016	mm
Pasos por la coraza	n _S	1	-	1	-
Número de tubos	N _t	500	-	500	-
Longitud de los tubos	L	265 22	plg pie	6,73	m
Diámetro interior de los tubos	D	0,75 (3/4)	plg	19,05	mm
Diámetro exterior de los tubos	d _o	1	plg	25,40	mm
Sección libre entre tubos	C'	0,25	plg	6,35	mm
Espaciado de los tubos	P _T	1,25 (1¼)	plg	31,75	mm
Arreglo	-	Cuadrado	-	Cuadrado	-
Pasos por los tubos	n	2	-	2	-
Superficie externa por pie lineal	a''	0,2618	pie	79,80	mm
Área de transferencia de calor	A	2 879,15	pie ²	267,48	m ²

Anexo 13. Resultados de la evaluación de las bombas de la Base de crudo.

	Variable	Símbolo	Magnitud	U/M
Tramo 1 (Succión)	Área de flujo	A	0,66	m ²
	Velocidad del fluido	v	0,56	m/s
	Número de Reynolds	Re	31,47	-
	Coeficiente de energía cinética	α	2	-
	Factor de fricción	f	2,03	-
	Pérdidas de presión en el filtro	h_{filtro}	3	m
	Pérdidas por fricción en tubería	hf_{tub}	8,08	m
	Pérdidas locales o de forma en accesorios	hf_{acc}	6,89	m
	Pérdidas de energía totales	$hf_{1\text{Totales}}$	17,97	m
Tramo 2 (Succión)	Área de flujo	A	0,20	m ²
	Velocidad del fluido	v	0,90	m/s
	Número de Reynolds	Re	28,31	-
	Coeficiente de energía cinética	α	2	-
	Factor de fricción	f	2,26	-
	Pérdidas por fricción en tubería	hf_{tub}	10,41	m
	Pérdidas locales o de forma en accesorios	hf_{acc}	3,01	m
	Pérdidas de energía totales	$hf_{2\text{Totales}}$	13,42	m
Diferencia de altura	Δz	7,40	m	
Velocidad del fluido en el nivel superior del tanque 29	v_1	0	m/s	
Velocidad del fluido en la succión de la bomba	v_2	0,90	m/s	
Pérdidas de energía totales del sistema	hf_{Totales}	31,39	m	
Presión de succión de la bomba	P_s	-212 243,89	Pa	
Carga neta de succión positiva del sistema	$NPSH_{\text{sist}}$	-24,06	m	

Anexo 14. Resultados obtenidos en el análisis de selección de la bomba de nafta a instalar para la reducción inicial de viscosidad.

	Variable	Símbolo	Magnitud	U/M
Succión	Área de flujo	A	0,05	m ²
	Velocidad del fluido	v	0,08	m/s
	Número de Reynolds	Re	20 897,07	-
	Coefficiente de energía cinética	α	1	-
	Rugosidad relativa	ε	0,00079	-
	Factor de fricción	f	0,02	-
	Pérdidas por fricción en tubería	hf _{tub}	0,003	m
	Pérdidas locales o de forma en accesorios	hf _{acc}	0,001	m
	Pérdidas de energía totales	hf _{1Totales}	0,004	m
Descarga	Área de flujo	A	0,03	m ²
	Velocidad del fluido	v	0,13	m/s
	Número de Reynolds	Re	26 147,07	-
	Coefficiente de energía cinética	α	1	-
	Rugosidad relativa	ε	0,001	-
	Factor de fricción	f	0,018	-
	Pérdidas por fricción en tubería	hf _{tub}	0,019	m
	Pérdidas locales o de forma en accesorios	hf _{acc}	0,017	m
	Pérdidas de energía totales	hf _{2Totales}	0,036	m
Diferencia de altura	Δz	2,63	m	
Velocidad del fluido en el nivel superior del tanque 42	v ₁	0	m/s	
Velocidad del fluido en el punto de inyector al oleoducto	v ₂	0,13	m/s	
Velocidad del fluido en la succión de la bomba	v _{2'}	0,08	m/s	
Pérdidas de energía totales del sistema	hf _{Totales}	0,04	m	
Presión de succión de la bomba	P _s	79 629,20	Pa	
Carga de la bomba	H _b	42,49	m	
Carga neta de succión positiva del sistema	NPSH _{sist}	2,79	m	

Datos de la bomba seleccionada en el Catálogo de curvas características para bombas ITUR			
32/160			
3480 rpm			
60 Hz			
Impelente 157φ			
Carga neta de succión positiva de la bomba	NPSH _b	2,4	m
Potencia eléctrica demandada por la bomba	P	2,67	kW
Eficiencia de la bomba	η _b	60	%

Anexo 15. Resultados de la apreciación de los pre-calentadores IE-150A, IE-150B e IE-150C.

Variable	Símbolo	Magnitud Sist. Inglés	U/M Sist. Inglés	Magnitud SI	U/M SI
Fluido por la coraza (frío)	petróleo crudo				
Flujo de crudo	w	330 551,55	lb/h	150	m ³ /h
Temperatura inicial del crudo	t ₁	86	°F	30	°C
Temperatura final del crudo	t ₂	122	°F	50	°C
Temperatura promedio del crudo	t _a	104	°F	40	°C
Densidad del crudo	ρ _c	62,39	lb/pie ³	999,4	kg/m ³
Calor específico del crudo	C _p	0,47	Btu/lb-°F	0,47	kcal/kg-°C
Viscosidad del crudo a la temperatura promedio	μ	6 457,79	lb/(pie)(h)	2670	cSt
Gravedad específica del crudo	s	0,99	-	-	-
Conductividad térmica del crudo a la temperatura promedio	k	0,072	Btu/h-(pie ²)(°F/pie)	-	-
Fluido por los tubos (caliente)	vapor saturado				
Presión del vapor (abs)	P	49,78	lbf/plg ²	343 232,75	Pa
Temperatura de saturación del vapor	T	280,77	°F	138,21	°C
Calor latente de condensación del vapor	λ _c	924,17	Btu/lb	2 156,39	kJ/kg
Viscosidad del vapor a la temperatura de saturación T	μ _v	0,031	lb/(pie)(h)	0,013	cP
Volumen específico del vapor	v	8,63	pie ³ /lb	-	-
Densidad del vapor	ρ _v	0,12	lb/pie ³	-	-
Gravedad específica del vapor	s _v	0,0019	-	-	-
Calor absorbido por el petróleo crudo	Q	5592932,23	Btu/h	5 872 578,8	kJ/h
Flujo de vapor requerido	W	6 051,84	lb/h	2 737,1	kg/h
Media logarítmica de la diferencia de temperatura	LMTD	176,16	°F	80,09	°C
Factor de diferencia de temperatura	F _t	1	-	-	-
Diferencia verdadera de temperatura entre las dos corrientes	Δt	176,16	°F	80,09	°C
Área de flujo por tubo	a _t '	0,45	plg ²	290,32	mm ²

Área de flujo para el vapor	a_t	0,74	pie ²	0,069	m ²
Velocidad másica del vapor	G_t	8 154,06	lb/h-(pie ²)	39 804,81	kg/h(m ²)
Número de Reynolds	Re	16 134,47	-	-	-
Coefficiente de transferencia de calor del vapor	h_{io}	1 500	Btu/(h)(pie ²)(°F)	8 517,4	W/m ² °C
Temperatura de la pared del tubo	t_w	275,71	°F	134,78	°C
Viscosidad del crudo a la temperatura de la pared	μ_w	205,59	lb/(pie)(h)	85	cSt
Viscosidad del vapor a la temperatura de la pared	μ_w	0,034	lb/(pie)(h)	0,014	cP
Área de flujo para el crudo	a_s	1,44	pie ²	0,13	m ²
Velocidad másica del crudo	G_s	229 948,9	lb/h(pie ²)	1 122 516,7	kg/h(m ²)
Diámetro equivalente	D_e	0,99	plg	0,082	pie
Número de Reynolds	Re	2,93	-	-	-
Factor de transferencia de calor	j_H	1,45	-	-	-
Coefficiente de transferencia de calor del crudo	h_o	44,2	Btu/(h)(pie ²)(°F)	250,98	W/m ² °C
Razón de viscosidad en la coraza	ϕ_s	1,62	-	-	-
Coefficiente de transferencia de calor del crudo corregido	h_{oc}	71,61	Btu/(h)(pie ²)(°F)	406,62	W/m ² °C
Coefficiente total limpio de transferencia de calor	U_C	68,35	Btu/(h)(pie ²)(°F)	388,1	W/m ² °C
Coefficiente total de diseño de transferencia de calor	U_D	13,37	Btu/(h)(pie ²)(°F)	75,92	W/m ² °C
Factor de obstrucción calculado	R_{dc}	0,06	(h)(pie ²)(°F)/Btu	0,06	m ² °C/W
Factor de obstrucción permitido	R_{dp}	0,003	(h)(pie ²)(°F)/Btu	0,003	m ² °C/W
Factor de fricción para el lado de los tubos	f	0,00025	pie ² /plg ²	-	-
Razón de viscosidad en los tubos	ϕ_t	0,99	-	-	-
$V^2/2g$	-	0	-	-	-
Caída de presión en los tubos	ΔP_t	0,11	lbf/plg ²	758,42	Pa
Caída de presión de retorno o de regreso	ΔP_r	0	lbf/plg ²	0	Pa
Caída de presión total en los tubos	ΔP_{tT}	0,11	lbf/plg ²	758,42	Pa
Caída de presión permitida para el lado de los tubos	ΔP_{tp}	1	lbf/plg ²	6 894,76	Pa
Factor de fricción para el lado de la coraza	f	0,032	pie ² /plg ²	-	-

Número de cruces	N+1	10	-	-	-
Caída de presión para el lado de la coraza	ΔP_s	9,22	lbf/plg ²	63 569,66	Pa
Caída de presión permitida para el lado de la coraza	ΔP_{sp}	10	lbf/plg ²	68 947,57	Pa

Anexo 16. Resultados de la apreciación de los calentadores IE-400A, IE-400B e IE-400C.

Variable	Símbolo	Magnitud Sist. Inglés	U/M Sist. Inglés	Magnitud SI	U/M SI
Fluido por la coraza (frío)	petróleo crudo				
Flujo de crudo	w	881 470,8	lb/h	400	m ³ /h
Temperatura inicial del crudo	t ₁	122	°F	50	°C
Temperatura final del crudo	t ₂	140	°F	60	°C
Temperatura promedio del crudo	t _a	131	°F	55	°C
Densidad del crudo	ρ _c	62,39	lb/pie ³	999,4	kg/m ³
Calor específico del crudo	C _p	0,47	Btu/lb°F	0,47	kcal/kg-°C
Viscosidad del crudo a la temperatura promedio	μ	3 020,89	lb/(pie)(h)	1 249	cSt
Gravedad específica del crudo	s	0,99	-	-	-
Conductividad térmica del crudo a la temperatura promedio	k	0,068	Btu/h-(pie ²)(°F/pie)	-	-
Fluido por los tubos (caliente)	vapor saturado				
Presión del vapor (abs)	P	49,78	lbf/plg ²	343 232,75	Pa
Temperatura de saturación del vapor	T	280,77	°F	138,21	°C
Calor latente de condensación del vapor	λ _c	924,17	Btu/lb	2 156,39	kJ/kg
Viscosidad del vapor a la temperatura de saturación T	μ _v	0,031	lb/(pie)(h)	0,013	cP
Volumen específico del vapor	υ	8,63	pie ³ /lb	-	-
Densidad del vapor	ρ _v	0,12	lb/pie ³	-	-
Gravedad específica del vapor	s _v	0,0019	-	-	-
Calor absorbido por el petróleo crudo	Q	7457242,97	Btu/h	7 862 544,1	kJ/h
Flujo de vapor requerido	W	8 069,12	lb/h	3 649,46	kg/h
Media logarítmica de la diferencia de temperatura	LMTD	149,59	°F	65,33	°C
Factor de diferencia de temperatura	F _t	1	-	-	-
Diferencia verdadera de temperatura entre las dos corrientes	Δt	149,59	°F	65,33	°C
Área de flujo por tubo	a _t '	0,45	plg ²	290,32	mm ²

Área de flujo para el vapor	a_t	0,78	pie ²	0,073	m ²
Velocidad másica del vapor	G_t	10 328,48	lb/h-(pie ²)	50 419,42	kg/h(m ²)
Número de Reynolds	Re	20 436,99	-	-	-
Coefficiente de transferencia de calor del vapor	h_{io}	1500	Btu/(h)(pie ²)(°F)	8517,4	W/m ² °C
Temperatura de la pared del tubo	t_w	277,04	°F	136,14	°C
Viscosidad del crudo a la temperatura de la pared	μ_w	198,33	lb/(pie)(h)	82	cSt
Viscosidad del vapor a la temperatura de la pared	μ_w	0,032	lb/(pie)(h)	0,014	cP
Área de flujo para el crudo	a_s	3,17	pie ²	0,29	m ²
Velocidad másica del crudo	G_s	278 359,2	lb/h-(pie ²)	1 358 835,9	kg/hm ²
Diámetro equivalente	D_e	0,99	plg	0,082	pie
Número de Reynolds	Re	7,57	-	-	-
Factor de transferencia de calor	j_H	1,68	-	-	-
Coefficiente de transferencia de calor del crudo	h_o	38,27	Btu/(h)(pie ²)(°F)	217,31	W/m ² °C
Razón de viscosidad en la coraza	ϕ_s	1,46	-	-	-
Coefficiente de transferencia de calor del crudo corregido	h_{oc}	56,03	Btu/(h)(pie ²)(°F)	318,15	W/m ² °C
Coefficiente total limpio de transferencia de calor	U_C	54,01	Btu/(h)(pie ²)(°F)	306,68	W/m ² °C
Coefficiente total de diseño de transferencia de calor	U_D	17,31	Btu/(h)(pie ²)(°F)	98,29	W/m ² °C
Factor de obstrucción calculado	R_{dc}	0,039	(h)(pie ²)(°F)/Btu	0,039	m ² °C/W
Factor de obstrucción permitido	R_{dp}	0,003	(h)(pie ²)(°F)/Btu	0,003	m ² °C/W
Factor de fricción para el lado de los tubos	f	0,00027	pie ² /plg ²	-	-
Razón de viscosidad en los tubos	ϕ_t	0,99	-	-	-
$V/2g$	-	0	-	-	-
Caída de presión en los tubos	ΔP_t	0,21	lbf/plg ²	1 447,89	Pa
Caída de presión de retorno o de regreso	ΔP_r	0	lbf/plg ²	0	Pa
Caída de presión total en los tubos	ΔP_{tT}	0,21	lbf/plg ²	1 447,89	Pa
Caída de presión permitida para el lado de los tubos	ΔP_{tp}	1	lbf/plg ²	6 894,76	Pa
Factor de fricción para el lado de la coraza	f	0,025	pie ² /plg ²	-	-

Número de cruces	N+1	7	-	-	-
Caída de presión para el lado de la coraza	ΔP_s	9,80	lbf/plg ²	67 568,62	Pa
Caída de presión permitida para el lado de la coraza	ΔP_{sp}	10	lbf/plg ²	68 947,57	Pa

Anexo 17. Nuevos consumos de vapor en la instalación una vez aplicadas las propuestas de modificaciones.

		Área 1-1 (1 bomba)	Área 1-1 (2 bombas)	Área 1-2 (tanques)
Variable	U/M	IE-205 A IE-205 B	IE-205 A IE-205 B	Tanques 27, 28 y 29
Alimentación (w)	m ³ /h	330	660	
Alimentación (w)	kg/h	329 802	659 604	
Calor específico del crudo (Cp)	kcal/kg°C	0,47	0,47	
Temperatura inicial del crudo (T1)	°C	40	40	
Temperatura final del crudo (T2)	°C	60	60	
Presión del vapor (abs)	kg/cm ²	3,5	3,5	
Calor latente de condensación del vapor (λ)	kcal/kg	514,84	514,84	
Calor intercambiado (Q)	kcal/h	3 100 138,8	6 200 277,6	
Flujo de vapor (W)	kg/h	6 021,62	12 043,23	
Flujo de vapor (W)	ton/h	6,02	12,04	5,43
		Área 2-1		
Variable	U/M	Int. Guiteras	Int. Santa Cruz (caudal pleno)	Int. Santa Cruz (caudal reducido)
Alimentación (w)	m ³ /h	90	120	45
Alimentación (w)	kg/h	89 946	119 928	44 973
Calor específico del crudo (Cp)	kcal/kg°C	0,47	0,47	0,47
Temperatura inicial del crudo (T1)	°C	50	50	50
Temperatura final del crudo (T2)	°C	80	80	80
Presión del vapor (abs)	kg/cm ²	3,5	3,5	3,5
Calor latente de condensación del vapor (λ)	kcal/kg	514,84	514,84	514,84
Calor intercambiado (Q)	kcal/h	1 268 238,6	1 690 984,8	634 119,3
Flujo de vapor (W)	kg/h	2 463,39	3 284,52	1 231,69
Flujo de vapor (W)	ton/h	2,46	3,28	1,23

		Área 3	Área 4	Área 4 (tanques)
Variable	U/M	IE-150 A IE-150 B	IE-400 A IE-400 B IE-400 C	Tanques 33, 34, 35, 36 y 37
Alimentación (w)	m ³ /h	150	400	
Alimentación (w)	kg/h	149 910	399 760	
Calor específico del crudo (Cp)	kcal/kg°C	0,47	0,47	
Temperatura inicial del crudo (T1)	°C	30	50	
Temperatura final del crudo (T2)	°C	50	60	
Presión del vapor (abs)	kg/cm ²	3,5	3,5	
Calor latente de condensación del vapor (λ)	kcal/kg	514,84	514,84	
Calor intercambiado (Q)	kcal/h	1 409 154	1 878 872	
Flujo de vapor (W)	kg/h	2 737,1	3 649,46	
Flujo de vapor (W)	ton/h	2,74	3,65	6,36

Anexo 18. Resultados de la determinación de la eficiencia de los generadores de vapor instalados.

Variable	Símbolo	Magnitud	U/M
Flujo de vapor saturado producido	Ws	16 000	kg/h
Presión del vapor (abs)	P	900 000	Pa
Temperatura del agua de alimentación	Talim	90	°C
Entalpía del vapor saturado producido	H _v	2 773,9	kJ/kg
Entalpía del agua de alimentación	H _l	376,92	kJ/kg
Consumo de combustible	β	1 120	kg/h
Valor calórico del combustible	VCN	41 900	kJ/kg
Calor específico del combustible	C _p	1,89	kJ/kg°C
Temperatura inicial del combustible	t ₁	30	°C
Temperatura final del combustible	t ₂	120	°C
Calor útil	Q _u	38 351 680	kJ/h
Calor disponible	Q _d	47 118 512	kJ/h
Eficiencia	η _b	81,39	%

Anexo 19. Estimación de la inversión empleando el Software “CAPCOST”.

The image displays three screenshots of the CAPCOST software interface, showing the configuration and cost estimation for different pieces of equipment.

Heat Exchanger, IE-150

Heat Transfer Area (m²) = 220.55

Max. Op. Pres. - Tube Side (barg) = 0.008

Max. Op. Pres. - Shell Side (barg) = 0.64

Materials of Construction Options

Tube Side/Shell Side

- CS/CS
- Cu/CS
- Cu/Cu
- SS/CS
- SS/SS
- Ni/CS
- Ni/Ni
- Ti/CS
- Ti/Ti

Base Cost: \$ 26949

Bare Module Cost: \$ 88930

Buttons: Calculate, Cancel, Next Equipment

Heat Exchanger, IE-400

Heat Transfer Area (m²) = 267.48

Max. Op. Pres. - Tube Side (barg) = 0.015

Max. Op. Pres. - Shell Side (barg) = 0.68

Materials of Construction Options

Tube Side/Shell Side

- CS/CS
- Cu/CS
- Cu/Cu
- SS/CS
- SS/SS
- Ni/CS
- Ni/Ni
- Ti/CS
- Ti/Ti

Base Cost: \$ 30603

Bare Module Cost: \$ 100990

Buttons: Calculate, Cancel, Next Equipment

Centrifugal Pump

Pump, IP-1

Shaft Power (kW) = 2.67

Pressure at Suction (barg) = 0.8

Number of Spares = 1

Material of Construction

- Cast Iron
- Cast Steel
- SS
- Nickel Alloy

Base Cost: \$ 12240

Bare Module Cost: \$ 40514

Buttons: Calculate, Cancel, Next Equipment

Anexo 20. Equipamiento necesario para la aplicación de las propuestas de modificaciones tecnológicas.

Servicio	Equipamiento
Reducción inicial de viscosidad	<ul style="list-style-type: none"> - Dos bombas centrífugas de 15 m³/h para la inyección de nafta (una operando y otra de reserva). - Dos flujómetros para nafta. - Tuberías y accesorios.
Precalentamiento del crudo	<ul style="list-style-type: none"> - Tres calentadores con capacidad para 150 m³/h de crudo cada uno y elevación de temperatura de 20°C. - Seis válvulas de corte para crudo. - Línea de vapor y accesorios. - Tres válvulas de control de temperatura. - Línea de condensado y accesorios. - Tres trampas de vapor. - Tres válvulas de alivio para crudo. - Tres válvulas de seguridad para vapor.
Calentamiento del crudo a entregar a buques en la posición actual del IE-117	<ul style="list-style-type: none"> - Tres calentadores con capacidad para 400 m³/h de crudo cada uno y elevación de temperatura de 10°C. - Seis válvulas de corte para crudo. - Línea de vapor y accesorios. - Tres válvulas de control de temperatura. - Línea de condensado y accesorios. - Tres trampas de vapor. - Tres válvulas de alivio para crudo. - Tres válvulas de seguridad para vapor.
Generación de vapor	<ul style="list-style-type: none"> - Caldera de 25 t/h con el equipamiento requerido para su operación.

Anexo 21. Flujo de caja del proceso.

Año	0	1	2	3
Inversión (\$)	2 038 261,602	0	0	0
Pagos totales (\$)	1 111 677 923	1 109 639 661	1 109 639 661	1 109 639 661
Cobros totales (\$)	0	1 413 374 319	1 413 374 319	1 413 374 319
Mov. de fondos (\$)	-1 111 677 923	303 734 658,1	303 734 658,1	303 734 658,1
Mov. de fondos acumulado (\$)	-1 111 677 923	-807 943 264,6	-504 208 606,5	-200 473 948,5
Mov de fondos actualizado (\$)	-1 111 677 923	276 122 416,4	251 020 378,6	228 200 344,1
Año	4	5	6	7
Inversión (\$)	0	0	0	0
Pagos totales (\$)	1 109 639 661	1 109 639 661	1 109 639 661	1 109 639 661
Cobros totales (\$)	1 413 374 319	1 413 374 319	1 413 374 319	1 413 374 319
Mov. de fondos (\$)	303 734 658,1	303 734 658,1	303 734 658,1	303 734 658,1
Mov. de fondos acumulado (\$)	103 260 709,6	406 995 367,6	710 730 025,7	1 014 464 684
Mov de fondos actualizado (\$)	207 454 858,3	188 595 325,7	171 450 296,1	155 863 905,6
Año	8	9	10	
Inversión (\$)	0	0	0	
Pagos totales (\$)	1 109 639 661	1 109 639 661	1 109 639 661	
Cobros totales (\$)	1 413 374 319	1 413 374 319	1 413 374 319	
Mov. de fondos (\$)	303 734 658,1	303 734 658,1	303 734 658,1	
Mov. de fondos acumulado (\$)	1 318 199 342	1 621 934 000	1 925 668 658	
Mov de fondos actualizado (\$)	141 694 459,6	128 813 145,1	117 102 859,2	

Anexo 22. Resultados del análisis económico.

Variable	Magnitud	U/M
Antes de aplicadas las propuestas de modificaciones tecnológicas		
Consumo anual de electricidad	2 400 000	kW/año
Consumo anual de vapor	82 766	t/año
pup de la electricidad	0,73	\$/kW
pup del vapor	8,3	\$/t
Costo de electricidad	1 752 000	\$/año
Costo del vapor	686 957,8	\$/año
Costo de utilidades	2 438 957,8	\$/año
Consumo anual de petróleo	2 853 123	m ³ /año
Consumo anual de nafta	103 727,04	m ³ /año
pup del petróleo	450	\$/m ³
pup de la nafta	408	\$/m ³
Costo de petróleo	1 283 905 350	\$/año
Costo de nafta	42 320 632,32	\$/año
Costo de materias primas	1 326 225 982	\$/año
Amortización	92 348	\$/año
Mantenimiento	75 904,32	\$/año
Salario	36 747	\$/año
Seguridad social	3 781,08	\$/año
Atención al hombre	11 079,36	\$/año
Servicios	28 739,2	\$/año
Otros gastos	78 218	\$/año
Costo de sobrestadía	63 818,53	\$/año
Costos Fijos (CF)	143 955,44	\$/año
Costos Variables (CV)	1 328 847 802	\$/año
Costo total de producción (CP)	1 328 991 757	\$/año
Volumen de producción de PCNm (N)	2 956 850,04	m ³ /año
pup del PCNm	478	\$/m ³
Valor de producción (VP)	1 413 374 319	\$/año

Ganancia (G)	84 382 562,04	\$/año
Después de aplicadas las propuestas de modificaciones tecnológicas		
Potencia de trabajo de las bombas del área 1-1	410	kW
Caudal de las bombas del área 1-1	660	m ³ /h
Volumen diario de mezcla a preparar	7 200	m ³
Tiempo de bombeo	5,45	h
Consumo de electricidad (Ahorro)	1 632 545,46	kW-h/año
Potencia de trabajo la bomba de nafta a instalar	2,67	kW
Caudal de la bomba de nafta a instalar	15	m ³ /h
Volumen diario de nafta a inyectar para reducir a 1100 cSt	324	m ³
Volumen diario de nafta a inyectar para reducir a 1400 cSt	230,4	m ³
Tiempo de bombeo para reducir a 1 100 cSt	21,6	h
Tiempo de bombeo para reducir a 1 400 cSt	15,36	h
Consumo de electricidad (Incremento) para 1 100 cSt	57,67	kW-h
Consumo de electricidad (Incremento) para 1 400 cSt	41,01	kW-h
Consumo de electricidad (Incremento)	6 413,13	kW-h/año
Ahorro en valores de electricidad	1 187 076,6	\$/año
Nuevo costo de electricidad	564 923,4	\$/año
Incremento del consumo de vapor	5,48	t/h
Incremento del costo del vapor	397 712,76	\$/año
Disminución del costo de utilidades	789 363,84	\$/año
Nuevo costo de utilidades	1 649 593,96	\$/año
Costo del petróleo a 2600 cSt	373,45	\$/m ³
Disminución del costo de petróleo	218 406 565,7	\$/año
Nuevo costo del petróleo	1 065 498 784	\$/año
Nuevo costo de materias primas	1 107 819 417	\$/año
Incremento del consumo de nafta en la reducción hasta 1 400 cSt	16 588,8	m ³ /año
Incremento del consumo de nafta en la reducción hasta 1 100 cSt	19 440	m ³ /año
Incremento total del consumo de nafta	36 028,8	m ³ /año
Costo de venta de la nafta	438,7	\$/m ³
Disminución de ingresos por concepto de venta de nafta	1 106 084,16	\$/año

Costo de inversión de los precalentadores IE-150A, IE-150B e IE-150C	244 714,72	\$
Costo de inversión de los calentadores IE-400A, IE-400B e IE-400C	277 903,47	\$
Costo de inversión de la bomba de inyección de nafta	53 319,42	\$
Costo de inversión del generador de vapor	1 462 324	\$
Costo de inversión total	2 038 261,6	\$
Valor actual neto (VAN)	754 640 066,1	-
Índice de costo del año 2004	444,2	-
Índice de costo del año 2012	584,6	-
Tasa interna de retorno (TIR)	24	%
Plazo de recuperación de la inversión (PRI)	3,66	años
Porcentaje de retorno (%Re)	27,32	%
Costo de amortización	203 826,16	\$/año
Nuevo costo de amortización	296 174,16	\$/año
Mantenimiento	75 904,32	\$/año
Salario	36 747	\$/año
Seguridad social	3 781,08	\$/año
Atención al hombre	11 079,36	\$/año
Servicios	28 739,2	\$/año
Costo de sobrestadía	0	\$/año
Otros gastos	14 399,47	\$/año
Costos Fijos (CF)	347 781,6	\$/año
Costos Variables (CV)	1 109 588 054	\$/año
Costo total de producción (CP)	1 109 935 835	\$/año
Volumen de producción de PCNm (N)	2 956 850,04	m ³ /año
pup del PCNm	478	\$/m ³
Valor de producción (VP)	1 413 374 319	\$/año
Ganancia (G)	303 438 483,9	\$/año
Disminución del costo de producción	217 949 837,7	\$/año
Incremento de las ganancias	219 055 921,9	\$/año