

Universidad de Matanzas  
Sede Camilo Cienfuegos  
Facultad de Ciencias Técnicas  
Departamento de Química



# *Trabajo de Diploma*

*Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico*

**Título:** *Diagnóstico de los equipos del área 1-1 y evaluación de opciones de mejora técnica-operacional en la División Territorial de Combustibles de Matanzas.*

**Autor:** Ana Karla González Salgado

**Tutores:** Dr.C. Lourdes Yamen González Sáez

Ing. Elina Pérez Moré

**Matanzas, Cuba 2021**

## **DECLARACIÓN DE AUTORIDAD**

Yo, Ana Karla González Salgado , por medio de la presente declaro que soy la única autora del Trabajo de Diploma que lleva por título: Evaluación de equipos y propuesta de opciones de mejora técnica-operacional en el área 1-1 de la División Territorial de Combustibles de Matanzas y, en calidad de tal, autorizo a la División Territorial de Combustible de Matanzas y a la Universidad de Matanzas para hacer uso del mismo con el fin que estime más conveniente.



---

Ana Karla González Salgado



# *Pensamiento*

*“Nosotros, los mortales, logramos la inmortalidad en las cosas que creamos en común y que quedan después de nosotros”.*

*Albert Einstein*

# *Dedicatoria*

*A mis padres por ser mis modelos a seguir.*

*A mi abuelo que aunque no se encuentre físicamente conmigo, lo llevo presente en todo momento.*

# *Agradecimientos*

*A mis padres que siempre han estado para mí, y me han apoyado tanto en los buenos como en los malos momentos, por ser mis pilares y mi fuerza para no rendirme nunca y por amarme incondicionalmente.*

*A mi novio por estar siempre pendiente de mi bienestar y compartir este largo camino a mi lado.*

*A mis tutoras Lourdes y Lili que fueron muy importantes en que se hiciera posible la realización de este trabajo.*

*A mi familia en general: abuelos, tíos y primos por apoyarme de una u otra forma a lo largo de estos cuatro años de carrera.*

*A mi círculo más allegado de amistades por estar a mi lado siempre cuando me faltaban fuerzas para seguir adelante, pues más que amigos son familia.*

*A mis compañeros de aula porque de una forma u otra hemos aprendido todos de cada uno en general, tanto en la vida académica como en la vida personal.*

*A los que de una forma u otra estuvieron presentes y me apoyaron a lo largo de este camino.*

*A todos, muchas gracias.*

## RESUMEN

El presente trabajo tiene como objetivo diagnosticar el equipamiento del área 1-1 para la evaluación de la propuesta de opciones de mejora técnica-operacionales en la División Territorial de Combustible de Matanzas. Se analizan las condiciones de operación requeridas en el sistema de bombeo y en el intercambiador IE- 205A, demostrándose que las bombas cavitaban producto a la obstrucción de la tubería de succión y que el intercambiador no lograba la temperatura requerida para el calentamiento del crudo. Se proponen dos alternativas de mejora que consisten en: mantener el esquema según diseño original con la sustitución del IE-205A por otro existente en la instalación y agregar al esquema original un *bypass* entre los intercambiadores que favorezca su posible mantenimiento. Se evalúan ambas alternativas y se comprueba que cumplen con los requerimientos técnicos-operacionales, además se comprueba la adaptabilidad del nuevo intercambiador considerándose apropiado para ser instalado bajo las condiciones del proceso. Se realiza una evaluación energética y económica del área dando como resultado que el consumo de vapor de los equipos de las diferentes áreas analizados en operación simultánea excede en 15 t/h a la capacidad de generación de vapor de la empresa y que el proyecto de inversión del *bypass* puede ser considerado económicamente factible, pues la relación beneficio-costo (30736,64) es mayor que uno. Finalmente se valoran las principales afectaciones ambientales en el área 1-1 y se obtiene que los componentes medioambientales más afectados son: la atmósfera, el agua y el suelo, siendo el último valorado con un impacto severo.

## **ABSTRACT**

The objective of this work is to diagnose the equipment in area 1-1 for the proposal of technical-operational improvement options in the Territorial Fuel Division of Matanzas. The operating conditions required in the pumping system and in the IE-205A exchanger are analyzed, showing that the pumps cavitated product to the obstruction of the suction pipe and that the exchanger did not reach the required temperature for heating the crude oil. Two alternatives for improvement are proposed, consisting of: maintaining the scheme according to the original design by replacing the IE-205A with another existing one in the installation and adding a bypass between the exchangers to the original scheme that favors its possible maintenance. Both alternatives are evaluated and it is verified that they comply with the technical-operational requirements to be implemented, in addition to checking the adaptability of the new exchanger, considering it appropriate to be installed under the conditions of the process. An energy and economic evaluation of the area is carried out, giving as a result that the steam consumption of the equipment in the different areas analyzed in simultaneous operation exceeds the steam generation capacity of the company by 15 t/h an and that the investment project of the Bypass can be considered economically feasible, since the benefit-reserve ratio (30736.64) is greater than one. Finally, the main environmental effects in area 1-1 are assessed and it is obtained that the most affected environmental components are: the atmosphere, water and soil, the last being valued with a severe impact.

# ÍNDICE

|  |    |
|--|----|
| <b>INTRODUCCIÓN</b> .....  | 1  |
| <b>CAPÍTULO I: ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO</b> .....                                      | 3  |
| 1.1. Generalidades del petróleo crudo .....  | 3  |
| 1.1.1. Origen y composición del petróleo crudo .....                                 | 3  |
| 1.1.2. Clasificación del petróleo crudo .....  | 4  |
| 1.1.2.1. Según la clase de hidrocarburos que predominan en el petróleo crudo .....   | 4  |
| 1.1.2.2. Según el contenido de azufre en el petróleo crudo .....                     | 5  |
| 1.1.2.3. Según la densidad que presenta el petróleo crudo .....                      | 5  |
| 1.1.3. Trasiego del petróleo crudo .....   | 5  |
| 1.1.3.1. Transporte por oleoducto .....  | 6  |
| 1.1.3.2. Transporte por Buques-Tanques.....  | 6  |
| 1.1.4. Tratamientos empleados para el transporte del petróleo crudo .....            | 7  |
| 1.1.4.1. Dilución.....   | 8  |
| 1.1.4.2. Calentamiento .....   | 8  |
| 1.1.5. Equipos empleados en el transporte y trasiego del petróleo crudo .....        | 8  |
| 1.2. Sistema de bombas .....   | 9  |
| 1.2.1. Equipos más empleados en el bombeo del crudo .....                            | 9  |
| 1.3. Intercambiadores de calor .....   | 10 |
| 1.3.1 Clasificación de los intercambiadores de calor .....                           | 11 |
| 1.3.1.1. Clasificación atendiendo a la trayectoria de fluidos .....                  | 11 |
| 1.3.1.2. Clasificación atendiendo a las características de construcción.....         | 12 |
| 1.3.1.3. Clasificación atendiendo a la forma en la que el calor es transferido ..... | 13 |
| 1.3.2. Intercambiadores de calor más empleados en la Industria del Petróleo .....    | 13 |
| 1.3.2.1. Partes principales de un intercambiador de calor de tubo y coraza .....     | 14 |
| 1.3.3. Vapor como medio de calentamiento.....  | 15 |
| 1.3.4. Métodos de evaluación de intercambiadores de calor.....                       | 16 |
| 1.3.5. Análisis de apreciación de un intercambiador de calor existente .....         | 17 |
| 1.3.6. Ensuciamiento u obstrucción de intercambiadores de calor.....                 | 18 |
| 1.4. Conclusiones parciales .....  | 18 |
| <b>CAPÍTULO II: MATERIALES Y MÉTODOS</b> .....                                       | 20 |
| 2.1. Descripción del área objeto de estudio .....                                    | 21 |
| 2.2. Diagnóstico de la situación actual.....   | 23 |
| 2.3. Propuesta de opciones para la mejora técnico operacional.....                   | 24 |

|   |           |
|---|-----------|
| 2.4. Evaluación de la factibilidad técnica-operacional .....                          | 25        |
| 2.4.1. Procedimiento para la evaluación del sistema de flujo .....                    | 25        |
| 2.4.2. Procedimiento para la evaluación de intercambiadores de calor .....            | 28        |
| 2.4.2.1. Evaluación de la adaptabilidad de un intercambiador de calor existente ..... | 29        |
| 2.5. Evaluación energética de alternativas .....                                      | 40        |
| 2.6. Evaluación económica de las alternativas técnicas.....                           | 41        |
| 2.7. Valoración del impacto de las afectaciones ambientales .....                     | 43        |
| 3.1. Diagnóstico de la situación actual .....   | 45        |
| 3.1.1. Diagnóstico técnico del área de bombeo e intercambiadores de calor (1-1).....  | 45        |
| 3.2. Evaluación de opciones técnico-operacionales para la mejora tecnológica.....     | 48        |
| 3.2.1. Evaluación de la factibilidad técnica-operacional de las opciones .....        | 50        |
| 3.2.1.1. Evaluación de los sistemas de flujo.....                                     | 50        |
| 3.2.1.2. Evaluación de la adaptabilidad del intercambiador de calor a instalar .....  | 56        |
| 3.3. Evaluación energética de alternativas .....                                      | 58        |
| 3.4. Evaluación económica de alternativas.....  | 60        |
| 3.5. Valoración del impacto de las afectaciones ambientales .....                     | 62        |
| 3.6. Conclusiones parciales .....   | 62        |
| <b>CONCLUSIONES</b> .....   | <b>64</b> |
| <b>RECOMENDACIONES</b> .....  | <b>65</b> |
| <b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b> .....   | <b>66</b> |
| <b>ANEXOS</b> .....   | <b>71</b> |

## INTRODUCCIÓN

Noche y día el mundo se halla marcado por la huella petroquímica. Esta industria está presente en el mundo desde 1920, hasta la actualidad; pues el petróleo crudo es un recurso natural no renovable considerado como uno de los de mayor porcentaje en el aporte de la energía total que se consume en el mundo.

El petróleo líquido puede presentarse asociado a capas de gas natural, en yacimientos que han estado enterrados durante millones de años, cubiertos por los estratos superiores de la corteza terrestre. En el mundo, el paso inmediato al descubrimiento y explotación de un yacimiento de petróleo crudo es su traslado hacia diferentes centros de refinación o a los puertos de embarque con destino a la exportación por medio de oleoductos y petroleros de gran capacidad (Buques-Tanques), medios por excelencia para el transporte del mismo (Martín *et al.*, 2016).

La industria petrolera presenta dificultades a través de estos medios de transporte como consecuencia de la alta viscosidad de los crudos extraídos. Es por esto que a nivel mundial se aplican diferentes métodos para la dilución del mismo como: el empleo de disolventes orgánicos, mejoradores de flujo, el calentamiento y la reducción de arrastres mediante aditivos, entre otros.

Cuba no se queda exento de estas dificultades y para disminuir la viscosidad de los crudos pesados emplea solo dos de los métodos antes mencionadas: método de calentamiento y método de dilución con líquidos reductores de viscosidad (nafta y diésel) que resultan ser económicamente menos costosos que los demás.

Los intercambiadores de calor son los equipos que por lo general se emplean para aplicar el método de calentamiento, pues tienen como función la transferencia de energía alcanzando un gradiente de temperatura necesario desde el fluido caliente hacia el frío. Un mal funcionamiento de los mismos implicaría no cumplir con los parámetros de calidad requeridos en el proceso de producción y esto a su vez demora en las operaciones de trasiego a través de los oleoductos y en la carga y descarga de los Buques-Tanques en los puertos; lo que repercute en el incremento de los gastos por sobreestadía.

En el año 2020 la División Territorial de Combustible de Matanzas (DTCM) ubicada en el km 4 1/2 en la Zona Industrial del municipio de Matanzas, comienza a presentar la

situación antes mencionada en una de sus áreas (área 1-1), la cual es la encargada del bombeo, tratamiento y calentamiento del crudo, debido a que uno de los intercambiadores (tubo y coraza) ubicados en ella se encuentra trabajando en mal estado técnico lo que trae como consecuencia la sobreestadía de los Buques-Tanques en el puerto(Martínez, 2020).

Ante esta situación se identifica como **Problema:** ¿Cómo restablecer los parámetros operacionales de los equipos del área 1-1 mediante la evaluación de opciones técnicas de mejora en la División Territorial de Combustible de Matanzas?

En vistas de dar solución a dicho problema se plantea la siguiente **Hipótesis:**

Si se diagnostica el estado técnico de los equipos del área 1-1 y se evalúan opciones técnicas de mejoras, se logrará alcanzar los parámetros operacionales de diseño en la División Territorial de Combustible de Matanzas.

**Objetivo:** Diagnosticar el equipamiento del área 1-1 para la propuesta y evaluación de opciones de mejora técnica-operacionales en la División Territorial de Combustible de Matanzas.

**Objetivos específicos:**

- Identificar el problema técnico-operacional del área 1-1 de la División Territorial de Combustible de Matanzas.
- Evaluar el sistema actual del área 1-1.
- Proponer opciones de mejora técnica-operacionales en el área 1-1.
- Evaluar las opciones de mejoras propuestas.
- Evaluar la factibilidad económica y energética para las opciones de mejoras propuestas.
- Valorar el impacto de las afectaciones ambientales.

## **CAPÍTULO I: ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO**

En el presente capítulo se realiza un análisis acerca de diversos aspectos relacionados con el petróleo. Se abordan temas generales sobre el petróleo, su origen, clasificación y composición; así como otros relacionados con el trasiego del crudo, tanto por vía marítima como terrestre a través de oleoductos y los posibles tratamientos que hacen posible este trasiego, lo que conforma el basamento teórico de la investigación en cuestión. Se exponen además aspectos relacionados con los equipos de bombeo y los intercambiadores de calor que se emplean en el proceso de transporte del crudo.

### **1.1. Generalidades del petróleo crudo**

#### **1.1.1. Origen y composición del petróleo crudo**

El petróleo, etimológicamente del griego *πέτραιο* o del latín *Petroleum* que significa "aceite de roca", es una mezcla natural, homogénea y extremadamente compleja de compuestos químicos denominados hidrocarburos. Es de origen fósil, fruto de la transformación de materia orgánica procedente de *zooplankton* y algas que, depositados en grandes cantidades en fondos anóxicos de mares o zonas lacustres del pasado geológico, fueron posteriormente enterrados bajo pesadas capas de sedimentos (Quiñones, 2016). En fin, la formación de pozos de petróleo crudo está dada por restos de seres vivos de hace millones de años que se fueron fosilizando a lo largo de los años sumado a los movimientos continentales, lo cual hizo que estos restos fuesen transformados por la acción de la presión, el barro, temperatura y acción microbiana, además de la filtración subterránea y la distinta composición de los suelos (Valdés, 2021). Coinciden con este criterio algunos autores como García y Morato (2018); Pino y Mur (2014).

Según Cortés (2017), el petróleo crudo se caracteriza por ser una mezcla de hidrocarburos cuya composición incluye desde gases disueltos en el petróleo hasta compuestos semisólidos no volátiles que ebulen por encima de los 100 °F.

El petróleo varía su composición en función de dónde se encuentre su yacimiento es por esto que varios autores tienen criterios diferentes acerca de la misma, aunque son criterios muy cercanos (Drozdova y Rosenberg, 2020).

Cabe mencionar que según Barker *et al.* (2005), el petróleo crudo presenta entre un 84 y 87% de carbono, entre un 11 y 14% de hidrógeno, entre el 0 y el 2% de azufre, y alrededor

del 0,2% de nitrógeno. Por su parte Cortés (2017) coincide con Barker *et al.* (2005) en el contenido de carbono e hidrógeno del crudo, sin embargo plantea que el contenido de azufre oscila entre el 0 y el 6% y el de nitrógeno puede alcanzar hasta un 2,0%.

El autor concuerda con lo planteado por Cortés (2017) respecto a la composición del petróleo crudo, pues ofrece un rango más amplio en cuanto al porcentaje del contenido de azufre y de nitrógeno que el planteado por Barker *et al.* (2005).

### **1.1.2. Clasificación del petróleo crudo**

El petróleo crudo se clasifica atendiendo a la clase de hidrocarburos que predominan en él, de acuerdo al contenido de azufre y atendiendo a la densidad que presenta (Scott *et al.*, 2007).

#### **1.1.2.1. Según la clase de hidrocarburos que predominan en el petróleo crudo**

**Petróleos de base parafínica:** son de baja viscosidad, de colores claros y bajo peso específico (aproximadamente 0,85 kg/L), en su composición predominan los hidrocarburos saturados o parafínicos. Producen abundante parafina y poco asfalto por destilación. Contienen mayores porcentajes de nafta y aceite lubricante (Scott *et al.*, 2007).

**Petróleos de base nafténica:** se caracterizan por contener hidrocarburos etilénicos y dietilénicos, cíclicos o ciclánicos (llamados nafténicos), y bencénicos o aromáticos. Son muy viscosos, de coloración oscura y mayor peso específico (aproximadamente 0,95 kg/L). Generalmente contienen en gran proporción componentes que se evaporan fácilmente (Hsu y Robinson, 2019).

**Petróleos de base asfáltica:** contienen además de carbono e hidrógeno, gran cantidad de azufre. En la destilación avanzada o más completa rinden una cantidad relativamente alta de alquitrán y asfalto. Son muy viscosos, de coloración oscura y mayor peso específico (aproximadamente 0,95 kg/L) (Kaewku *et al.*, 2018).

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

### 1.1.2.2. Según el contenido de azufre en el petróleo crudo

**Petróleo Dulce:** presenta un contenido de azufre inferior al 0,5%; por lo que su procesamiento en la producción de los diferentes tipos de combustibles usados en las actividades antropogénicas no es tan dificultoso y los costos son bajos, es un petróleo de alta calidad y por tanto su valor comercial es muy alto (Coker, 2018; Rodríguez *et al.*, 2017).

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

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

### 1.1.2.3. Según la densidad que presenta el petróleo crudo

**Crudos livianos o ligeros:** aquellos cuyas densidades oscilan entre 0,83 y 0,87 g/cm<sup>3</sup> y gravedades entre 31,1 y 39,0 °API (mayores de 39 °API se consideran superligeros). Estos crudos son más fáciles de procesar y se necesitan menos operaciones, por lo tanto, son más cotizados y los precios son mucho más altos (Algel y Boduszynski, 2000). Navas (2016) coincide con estos valores respecto al crudo liviano y ligero.

**Crudos medianos:** aquellos con densidades entre 0,87 y 0,92 g/cm<sup>3</sup> y gravedades entre 22,3 y 31,1 °API (Algel y Boduszynski, 2000).

**Crudos pesados:** aquellos cuyas densidades oscilan entre 0,92 y 1,0 g/cm<sup>3</sup> y gravedades entre 10,0 y 22,3 °API. Estos a su vez no son muy demandados en el mercado y tienen precios bajos (Algel y Boduszynski, 2000; Speight, 2015).

**Crudos extrapesados:** aquellos también llamados bitumen, con densidades mayores de 1,0 g/cm<sup>3</sup>, y gravedades menores de 10,0 °API (Algel y Boduszynski, 2000).

### 1.1.3. Trásiego del petróleo crudo

El transporte del petróleo crudo en la industria petrolera juega un papel fundamental pues los pozos petrolíferos suelen encontrarse muy alejados de las zonas de refinería y consumo. El petróleo crudo puede ser transportado por oleoductos y/o gaseoductos, y Buques-Tanques. El resto de transportes como los vagones cisternas, camiones, ferrocarriles o

barcos de cabotaje suelen utilizarse más para distribuir productos derivados del petróleo (Martín *et al.*, 2016).

### **1.1.3.1. Transporte por oleoducto**

Los oleoductos son los sistemas más eficientes y económicos para el transporte de petróleo crudo y sus derivados, tanto en tierra como en mar (YAO *et al.*, 2018). Sin embargo el trasiego de crudo pesado y extra pesado se torna engorroso debido a su poca movilidad ocasionada por la alta viscosidad (Martín *et al.*, 2016).

Martín *et al.* (2016), también señala que la energía necesaria para el transporte se logra mediante estaciones de bombeo intercaladas en la red de tuberías. El número de estas estaciones, así como su potencia viene determinado por la viscosidad del crudo (o refinado correspondiente), el diámetro de la tubería, la resistencia mecánica, además de los obstáculos geográficos que se puedan presentar. Coincide con este criterio (Shi *et al.*, 2018), quien plantea además que las tuberías de petróleo crudo pueden poseer una longitud total de  $3,3 \times 10^5$  km, las tuberías del producto una longitud total de aproximadamente  $2,6 \times 10^5$  km, y las tuberías de gas natural una longitud total de  $1,24 \times 10^6$  km.

Los oleoductos se pueden clasificar según Martín *et al.* (2016) en:

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

### **1.1.3.2. Transporte por Buques-Tanques**

Los Buques-Tanques son grandes navíos que funcionan a modo de depósitos flotantes, dotados de compartimientos y sistemas especialmente diseñados para el transporte de petróleo crudo y sus derivados. Son el medio de transporte más utilizado para el comercio mundial del crudo a largas distancias. Algunos pueden transportar cientos de miles de barriles e incluso millones (Boigues y Jover, 2019).

Los Buques-Tanques se pueden clasificar de acuerdo al producto que transportan en:

- Buques petroleros cruderos (*Crude Oil Tankers*): aquellos que 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 (Boigues y Jover, 2019).
- Buques petroleros livianeros (*Product Tankers*): Transportan básicamente productos refinados tales como naftas, gasolina, kerosenes, etc. El transporte de estos productos puede ser realizado en forma simultánea y debidamente segregados. Los buques más modernos disponen de bodegas protegidas (*coating*) que preservan aún más la calidad de la carga transportada (Boigues y Jover, 2019; Vera, 2013).

El autor considera que uno de los sistemas más eficientes económicamente para el transporte del petróleo crudo a largas distancias es el empleo de Buques-Tanques, debido a la gran capacidad de producto que pueden almacenar y trasladar.

#### **1.1.4. Tratamientos empleados para el transporte del petróleo crudo**

Las altas viscosidades de los crudos pesados y extrapesados en líneas de proceso pueden generar caídas de presión en tuberías que a su vez involucran altos consumos energéticos en los sistemas de bombeo; por lo que es necesario, con el fin de llevar a cabo el transporte y procesamiento del crudo, emplear técnicas de tratamiento que reduzcan la viscosidad del crudo (Charry, 2020).

Dentro de las técnicas de tratamiento para el procesamiento del crudo en la actualidad se destacan: la dilución con disolventes orgánicos o aceites más ligeros, uso de mejoradores de flujo, reducción de arrastre mediante aditivos y el calentamiento. Otra de las técnicas de tratamiento empleadas en el mundo es la elaboración de una mezcla con fluidos de menor viscosidad y costo, como el agua. Esta técnica tiene como dificultad que el agua y el petróleo son sustancias químicamente inmiscibles, por lo que la mezcla de ambas origina una emulsión, sistemas que por lo general son inestables (Martín *et al.*, 2016); criterio que comparte (Quiñones, 2016).

En Cuba se aplican dos de los métodos antes mencionados en sus industrias petroleras para la reducción de la viscosidad del crudo: la dilución y el calentamiento (Peralta *et al.*, 2017).

#### **1.1.4.1. Dilución**

La dilución es uno de los métodos de reducción de viscosidad de crudos pesados más antiguos y de uso más extensivo en la industria; típicamente consiste en la adición de hidrocarburos líquidos ligeros, como condensados generados en la producción de gas natural, crudos ligeros, gasolina natural o nafta, al crudo pesado o material de interés que se requiere transportar, en proporciones entre 20 a 30%. Los costos de inversión en el desarrollo de los oleoductos y sistemas de bombeo pueden ser significativos debido a que con esta dilución se incrementa el volumen a transportar y la necesidad de recuperar el solvente (Palou, 2011).

#### **1.1.4.2. Calentamiento**

Este método es el segundo más empleado en la industria petrolera para la reducción de la viscosidad y consiste en mantener la temperatura del crudo elevada hasta una temperatura menor de 100 °C a partir del aislamiento de secciones de tubería con el objetivo de permitir su transporte (Charry, 2020). A pesar de ser una técnica muy usada no es muy eficiente ya que, el crudo no se mantiene a una temperatura uniforme y durante el arranque si el flujo se detiene, el crudo podría perder tanto calor que el equipo de bombeo tendría un requerimiento de potencia mayor. Es por esto que el calentamiento necesario debe ser a temperaturas mayores de 50 °C, teniendo en cuenta el espacio con que se cuenta para instalar generadores y calentadores (Rojas, 2019).

#### **1.1.5. Equipos empleados en el transporte y trasiego del petróleo crudo**

En la industria petrolera es necesario el transporte del crudo a través de un sistema de tuberías ya sea por vía marítima o terrestre, los principales equipos encargados de suministrar la energía mecánica necesaria para que la operación se cumpla son las bombas o sistemas de bombas, las cuales incrementan la velocidad o la presión del fluido. Mientras que los equipos encargados de elevar la temperatura del crudo y mantenerla a un valor mayor de 50 °C para una mayor fluidez del mismo son los intercambiadores de calor (Carrasco, 2012).

## 1.2. Sistema de bombas

Las bombas son máquinas que absorben energía mecánica y puede provenir de un motor eléctrico, térmico, entre otros. Esta energía del motor es transformada en energía que se transfiere a un fluido como energía hidráulica, la cual permite que el fluido pueda ser transportado de un lugar a otro, a un mismo nivel, diferentes niveles y a diferentes velocidades (PEMEX y CANACINTRA, 2018). Coinciden con este criterio algunos autores como Coronado (2016); J. Rosabal y L. Garcell (2006).

Las bombas son equipos empleados para una diversidad de usos, existen bombas para uso doméstico, hasta las que tienen alta complejidad como las bombas o sistemas de bombas empleadas en la industria petrolera (Keter, 2019).

Según PEMEX y CANACINTRA (2018) las bombas responden a una necesidad específica, por lo que presentan gran variedad de diseño, materiales y capacidades referida en la siguiente clasificación:

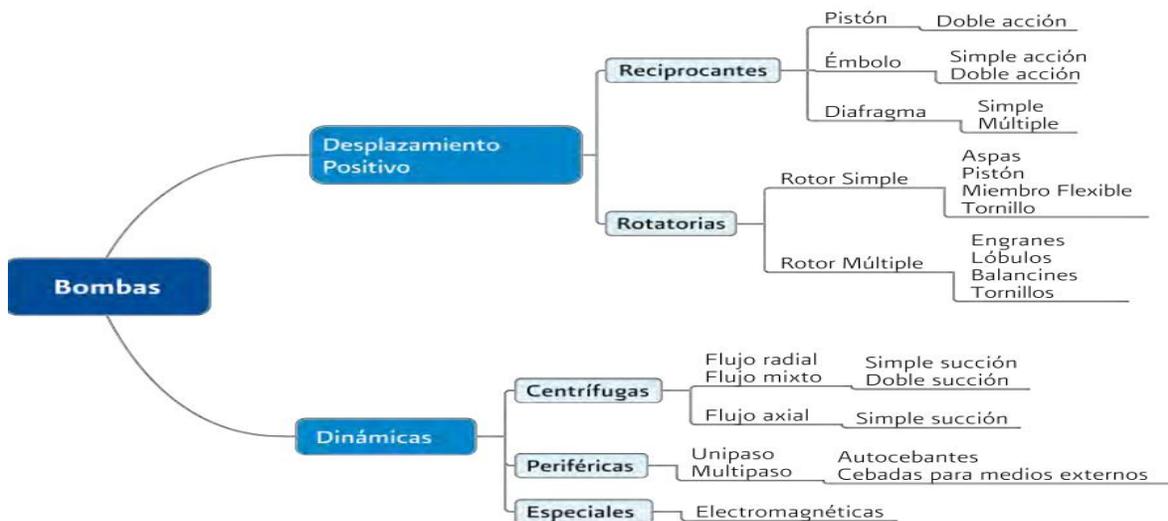


Figura 1.1: Diagrama de clasificación de las bombas. Fuente: (PEMEX y CANACINTRA, 2018)

### 1.2.1. Equipos más empleados en el bombeo del crudo

En la industria petrolera los sistemas de bombeo o bombas se emplean comúnmente para el transporte de hidrocarburos y sus derivados, manejo de fluidos presentes en los procesos de producción, entre otros (PEMEX y CANACINTRA, 2018).

A nivel mundial los equipos de bombeo más utilizados en el transporte y trasiego del crudo en la industria petrolera son: las bombas rotatorias de desplazamiento positivo, convenientes para trabajar con fluidos altamente viscosos, con considerable contenido de sólidos y altas presiones. La viscosidad creciente ayuda a estas bombas a perderse menos líquido en el deslizamiento del fluido, lo cual contrarresta las pérdidas por fricción y la caída en la relación carga-capacidad de la bomba (Muñoz, 2011).

Las bombas de mayor uso dentro los diversos tipos de bombas rotatorias de desplazamiento positivo son las bombas de tornillo. Las mismas tienen de uno a tres tornillos roscados convenientemente que giran en una caja fija y el flujo se establece entre las roscas de los tornillos y a lo largo del eje de los mismos. Son las que desplazan líquido, mediante la creación de un desequilibrio de presiones dentro de un entorno cerrado, este desequilibrio hace que el líquido se mueva de un lugar a otro en un intento de equilibrar la presión (Coronado, 2016).

Según PEMEX y CANACINTRA (2018), las bombas de tornillos son equipos con un impulsor helicoidal que acciona uno o más tornillos para generar una presión que permite el movimiento de los fluidos axialmente.

Las bombas de tornillos se pueden clasificar de diferentes formas según (Karassik, 2001):

- Bombas de un tornillo de cavidad progresiva: cuentan con un solo tornillo y son de simple flujo. Presentan un número limitado de aplicaciones.
- Bombas de doble tornillo, doble flujo: cuentan con dos tornillos bi-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.

### **1.3. Intercambiadores de calor**

El proceso de intercambio de calor entre dos fluidos que están a diferentes temperaturas y separado por una pared sólida, ocurre en muchas aplicaciones de la ingeniería. El dispositivo que se utiliza para llevar a cabo este intercambio se denomina intercambiador

de calor (Bergman y Lavine, 2021). Los fluidos pueden ser componentes puros o mezclas (Ghosh, 2021).

### **1.3.1 Clasificación de los intercambiadores de calor**

Los intercambiadores de calor se muestran en diversas formas y tamaños, materiales de manufactura y modelos, es por esto que según Cabanzón (2018), los intercambiadores se han categorizado con características comunes para una mejor clasificación atendiendo a: la trayectoria de fluidos, las características de construcción y la forma en la que el calor es transferido.

#### **1.3.1.1. Clasificación atendiendo a la trayectoria de fluidos**

Según Cabanzón (2018) y Flynn *et al.* (2019) los intercambiadores de calor atendiendo a la trayectoria de fluidos pueden clasificarse en:

**Intercambiadores de calor de flujo paralelo:** son aquellos en los cuales la distribución de los fluidos caliente y frío entran por el mismo extremo de la unidad, fluyen en la misma dirección y salen por el otro extremo. La diferencia de temperatura al principio es grande y luego decae al aumentar la distancia rápidamente y la temperatura de salida del fluido frío nunca excede la del fluido caliente.

**Intercambiadores de calor de flujo a contracorriente:** son aquellos en los cuales la distribución del flujo es a contracorriente, donde los fluidos entran a la unidad por extremos opuestos, fluyen en direcciones opuestas y salen por extremos opuestos. El cambio en la diferencia de temperaturas a lo largo de la longitud del intercambiador es menor que cuando el flujo es en paralelo. La temperatura de salida del fluido frío puede exceder la del fluido caliente.

**Intercambiadores de calor de flujo cruzado de un solo paso:** son aquellos en los cuales un fluido dentro de la unidad circula perpendicularmente a la trayectoria del otro.

**Intercambiadores de calor de flujo cruzado de pasos múltiples:** son aquellos en los cuales un fluido se desplaza transversalmente en forma alternativa con respecto a la otra corriente del fluido.

### 1.3.1.2. Clasificación atendiendo a las características de construcción

Según Cabanzón (2018), los intercambiadores de calor atendiendo a las características de construcción se pueden clasificar en:

**Intercambiadores de calor tubular:** generalmente son construidos por tubos circulares, elípticos, rectangulares, redondos y planos. Son intercambiadores diseñados para presiones relativamente altas y se utilizan principalmente para líquido-líquido y líquidos con cambio de fase, así como gas-líquido y gas-gas.

**Intercambiadores de calor de placas:** consisten en una sucesión de láminas de metal armadas en un bastidor y conectadas de modo que entre la primera y segunda placa circule un fluido y entre la segunda y tercera otro fluido, y así sucesivamente. Si el fluido frío circula por la parte delantera de la placa, el fluido caliente circula por la parte de atrás (Cuellar, 2016). Estos intercambiadores no pueden soportar altas presiones ni temperaturas. El coeficiente de transferencia de calor es considerablemente mayor que el alcanzado por un intercambiador tradicional de carcasa y tubos. Los intercambiadores de calor de placas son ideales para aplicaciones en las que los fluidos tienen una viscosidad relativamente baja y no contienen partículas. Además, son una elección ideal donde existe un pequeño salto térmico entre la temperatura de salida del producto y la temperatura de entrada del servicio (Gemina, 2015).

**Intercambiadores de calor de tubos y coraza:** son aquellos en los cuales ocurre transferencia de calor entre dos corrientes fluidas que no se mezclan o que no tienen contacto entre sí. Un fluido circula por dentro de los tubos y el otro por el exterior (fluido del lado de la carcasa). Se usa una amplia variedad de configuraciones en los intercambiadores de calor de coraza y tubos, según el desempeño deseado de transferencia de calor, caída de presión y los métodos empleados para reducir los esfuerzos térmicos, prevenir fugas, fácil mantenimiento, soportar las presiones/temperaturas de operación, y la corrosión. Son el tipo de intercambiadores más usados en la industria en general (Cuellar, 2016).

**Intercambiador de calor de tipo tubo espiral:** consiste en una o más bobinas en forma de espiral colocadas dentro de un depósito, donde la transferencia de calor asociada con un tubo en espiral es mayor que la de un tubo recto; pero la limpieza del mismo es su mayor desventaja.

### 1.3.1.3. Clasificación atendiendo a la forma en la que el calor es transferido

Según Cabanzón (2018), los intercambiadores de calor atendiendo a la forma en la que el calor es transferido se pueden clasificar en:

**Regeneradores:** son aquellos donde el mismo espacio es ocupado alternativamente por los gases calientes y fríos entre los cuales se intercambia calor. Generalmente se emplean para recalentar el aire de las plantas de fuerza de vapor, de los hornos de fundición y de los hornos de hogar abierto. Además se emplean en la separación de gases a muy bajas temperaturas y en la producción de oxígeno.

**Intercambiadores de calor de tipo cerrado:** son aquellos equipos donde la transferencia de calor se realiza a través del cuerpo que separa las dos corrientes fluidas. El cuerpo puede ser un tubo, una placa o una pared que evite el contacto de los fluidos.

**Intercambiadores de calor tipo abierto:** son aquellos equipos donde la transferencia de calor se realiza entre los fluidos permitiendo el contacto directo entre ellos.

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

Según Bergman y Lavine (2021), a nivel mundial los intercambiadores más empleados en la Industria petrolera y en la Industria química en general son los intercambiadores de calor de tubo y coraza, pues son intercambiadores 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. Además pueden ser diseñados para condiciones especiales de operación como: fluidos extremadamente viscosos, vibración, erosión, corrosión, mezclas multicomponentes y otros. Su tamaño varía desde muy pequeños (0,1 m<sup>2</sup>) hasta gigantes (100 000 m<sup>2</sup>), lo cual convierte a estos intercambiadores en los más versátiles en cuanto a variedad de materiales de construcción y tamaño.

Otros autores como Holman (1999), plantean que los intercambiadores de tubo y coraza no son intercambiadores compactos. Así que requieren un espacio considerable en la planta y presentan elevados costos de adquisición, instalación y montaje. Por lo que señala que la mayoría de ellos comparados con los correspondientes intercambiadores compactos son

más caros y deberían ser reemplazados por estos últimos siempre que las condiciones lo permitan.

El autor considera que los intercambiadores de calor de tubo y coraza, son los que se presentan más convenientes; de acuerdo a las características de diseño y operación que poseen, para su empleo en la Industria petrolera; a pesar de que pueden tener un precio de adquisición elevado; coincidiendo con lo planteado por Bergman y Lavine (2021).

### **1.3.2.1. Partes principales de un intercambiador de calor de tubo y coraza**

Los componentes básicos del intercambiador de tubo y coraza son: el haz de tubos (o banco de tubos), coraza o carcasa, cabezal estacionario, cabezal flotante, deflectores, y la placa tubular (Flynn *et al.*, 2019):

- **Coraza o carcasa:** es la envolvente del segundo fluido, y las boquillas son los puertos de entrada y salida. Generalmente son de sección circular y está hecha de una placa de acero conformado en forma cilíndrica soldado longitudinalmente que contiene en su interior un haz de tubos por donde pasa el primer fluido (Cuellar, 2016).
- **Haz tubular:** elemento que se encuentra en el interior de la coraza conformado por tubos de transferencia situados paralelamente a ella. Generalmente están hechos de cobre o aleaciones de acero (Tirenti, 2017).
- **Placa tubular:** placas perforadas donde el haz tubular remata sus extremos. Sirven como elementos divisores entre el flujo del lado de la coraza y el flujo del lado de los tubos y por otra parte constituyen elementos de sujeción de los tubos (Tirenti, 2017).
- **Cabezal de distribución o estacionario:** tiene como función recibir el fluido que circula por el interior de los tubos, distribuirlo y recolectarlo para enviarlo fuera de él (Tirenti, 2017).
- **Cabezal flotante:** consiste en un cabezal que se fija a la placa tubular flotante por medio de pernos y un anillo dividido que tiene como función retornar el fluido que circula por el interior de los tubos hacia el cabezal de distribución. Suelen producirse fugas debido al gran número de juntas que lleva este elemento (Tirenti, 2017).

### 1.3.3. Vapor como medio de calentamiento

Según Isachenko (1979), el vapor es uno de los medios de calentamiento más usados en el mundo y se usa de dos formas diferentes: como vapor sobrecalentado o como vapor saturado. Al primer vapor se le suele llamar vapor vivo o directo pues generalmente se obtiene directamente del sobrecalentador del generador de vapor y se aplica en máquinas motrices y no en equipos de transferencia por sus altas presiones. El segundo vapor (vapor saturado) se conoce como vapor de escape pues se obtiene como escape de las turbinas de contrapresión.

El vapor como medio de calentamiento en ocasiones presenta algunas dificultades como las planteadas por Flynn *et al.* (2019):

- El condensado caliente es muy corrosivo, por lo que no se debe acumular dentro del intercambiador, pues el contacto con las partes metálicas podría causar daños. De ahí que se propone que el condensado del vapor debe fluir por los tubos y no por la coraza, debido a su poder corrosivo y el daño que puede ocasionar en ambas partes.
- Las líneas de condensado deben conectarse con bastante cuidado. Si se usara vapor de calentamiento a una temperatura y presión dada para calentar un fluido frío, la temperatura de la pared del tubo estaría entre las dos, pero más cerca a la del vapor. Aun cuando la presión del vapor de calentamiento es inferior a la alcanzada después del calentamiento, la presión en el lado del vapor puede descender a una presión menor que la atmosférica, reteniendo el condensado en el calentador y acumulándose en el intercambiador hasta bloquear toda la superficie disponible para la transferencia de calor.

Se adopta un valor convencional para el coeficiente de película porque los coeficientes de transferencia de calor asociados con la condensación del vapor son altos. Por lo que para todos los servicios de calentamiento que empleen vapor de agua relativamente libre de aire, se usará un valor de coeficientes de transferencia de calor  $1500 \text{ Btu/h}\cdot\text{pie}^2\cdot^\circ\text{F}$  para la condensación del vapor sin considerar su localización. Así  $h_i = h_o = h_{io} = 1500 \text{ Btu}\cdot\text{h}\cdot\text{pie}^2\cdot^\circ\text{F}$ ; donde  $h_i$ ,  $h_o$  corresponden a los coeficientes de transferencia de calor del fluido interior y exterior respectivamente, y  $h_{io}$  es el valor de  $h_i$  cuando se refiere al diámetro exterior del tubo (Flynn *et al.*, 2019).

Cuando el vapor se emplea en dos pasos del lado de los tubos, la caída de presión permitida deberá ser muy pequeña, menor de  $10 \text{ lb/plg}^2$ , particularmente si el condensado regresa por gravedad a la caldera. En un sistema de regreso de condensado por gravedad, esto fluye hacia la caldera debido a la diferencia en carga estática entre la columna vertical de vapor y la columna vertical de condensado (Pavlov, 1981).

#### **1.3.4. Métodos de evaluación de intercambiadores de calor**

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

Los métodos más usados en la evaluación de intercambiadores de calor son:

1. Método del Factor de Corrección de la Diferencia Media Logarítmica de Temperaturas ( $F_T$ -LMTD)
2. Método de la Eficiencia y el Número de Unidades de Transferencia ( $\epsilon$  – NTU)
3. Método  $\psi$ -P

#### **1. Método del Factor de Corrección de la Diferencia Media Logarítmica de Temperaturas ( $F_T$ -LMTD):**

El proceso consiste en transferir calor de un fluido caliente a uno frío, siendo evidente que la diferencia de temperaturas a la entrada en el intercambiador de calor será máxima y que esta se reducirá según los fluidos circulen por el intercambiador, por lo que a la salida se encontrará la menor diferencia de temperatura. Por lo tanto, dicha diferencia es variable. Además, depende de la disposición de los tubos, del número de pasos y de la geometría del equipo (Incropera y DeWitt, 2011; Towler y Sinnott, 2008).

Por otra parte McCabe *et al.* (1988) e Incropera y DeWitt (2011), coinciden al afirmar que la diferencia de temperatura es mayor cuando las corrientes de proceso están en contracorriente, y se aumenta la velocidad de transferencia de calor.

Este método sería inexacto en su aplicación en el caso de que el coeficiente de transferencia de calor y el calor específico para cada uno de los agentes portadores de calor cambien considerablemente a lo largo de la superficie de intercambio de calor (Towler y Sinnott, 2008).

## **2. Método de la Eficiencia y el Número de Unidades de Transferencia ( $\epsilon$ – NTU):**

Este método se basa en determinar la cantidad de calor transferido respecto a la máxima cantidad de calor posible a transferir durante el proceso dado (Imbert y Guillén, 2011).

Es un procedimiento ideal para evaluar el funcionamiento de un intercambiador de calor ya existente, puesto que se emplea cuando el área de transferencia de calor y los detalles de la construcción son conocidos. Consiste en determinar el intercambio de calor por cada grado de diferencia de temperatura (Towler y Sinnott, 2008).

## **3. Método $\psi$ – P:**

El método  $\psi$  – P combina las variables de los métodos  $F_T$ –LMTD y  $\epsilon$ –NTU. El término  $\psi$  se introduce como la relación de la diferencia verdadera de temperaturas y la diferencia de temperaturas en el cabezal frío (la diferencia entre las temperaturas a la entrada de los dos fluidos,  $T_1 - t_1$ ) (Towler y Sinnott, 2008).

### **1.3.5. Análisis de apreciación de un intercambiador de calor existente**

La apreciación de un intercambiador de calor ocurre cuando todas las ecuaciones pertinentes se usan para calcular la adaptabilidad de un intercambiador existente para ciertas condiciones del proceso (Balaji *et al.*, 2021).

Según Flynn *et al.* (2019) existen tres puntos de significación en la apreciación de la adaptabilidad de un intercambiador existente para un nuevo uso:

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

Cuando se alcanzan estas condiciones, el intercambiador existente analizado es apropiado para las condiciones de proceso para las que ha sido evaluado (Balaji *et al.*, 2021).

Para iniciar los cálculos pertinentes 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 proporciona los mayores valores de  $U_C$  sin exceder la caída de presión permitida (Flynn *et al.*, 2019).

### **1.3.6. Ensuciamiento u obstrucción de intercambiadores de calor**

Los equipos de transferencia de calor cuando se encuentran en servicio por algún tiempo, aumentan la resistencia a la transferencia, lo que produce que la cantidad requerida de calor no se transfiera por la superficie original. Los sedimentos, polímeros y otros depósitos que se forman en las paredes internas y externas de los tubos de los intercambiadores de calor, cuando éstos se encuentran en servicio, son los causantes de la resistencia a la transferencia de calor; por lo que se puede decir que existe resistencia a la transferencia de calor debido al ensuciamiento. Los valores que se utilizan en el diseño toman en cuenta las resistencias que se esperan durante la operación normal del equipo y un tiempo de servicio razonable entre los períodos de limpieza o mantenimiento (Flynn *et al.*, 2019; Incropera y DeWitt, 2011).

El mantenimiento adecuado de los equipos industriales, a intervalos predeterminados, puede evitar fallos operativos que provoquen paradas de la planta e influya en un resultado negativo del producto, con sus respectivos inconvenientes económicos y ambientales. Para prevenir un suceso como este, es costumbre diseñar el equipo anticipando la deposición de basura e incrustaciones, introduciendo una resistencia  $R_d$  llamada factor de basura, incrustación o de obstrucción (Rodríguez, 2005).

### **1.4. Conclusiones parciales**

- El petróleo crudo puede ser transportado por oleoductos y/o gaseoductos, y Buques-Tanques, sin embargo son los oleoductos los sistemas más eficientes y económicos para el transporte de petróleo crudo y sus derivados, tanto en tierra como en mar.
- Los principales equipos encargados del transporte del crudo en la industria petrolera son las bombas o sistemas de bombas, mientras que los equipos encargados de

elevant y mantener la temperatura del crudo para hacerlo fluir con mayor facilidad a pesar de su alta viscosidad son los intercambiadores de calor.

- Las bombas más recomendadas por la literatura para el trasiego de petróleos pesados y sus derivados 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 tubo y coraza.
- Para evaluar el adecuado funcionamiento de los intercambiadores de calor es necesario determinar los factores de obstrucción en el tiempo de servicio o de explotación, además de desarrollar un análisis de apreciación que permita determinar si el mismo es apropiado para las condiciones del proceso para el cual ha sido evaluado.

## CAPÍTULO II: MATERIALES Y MÉTODOS

En este capítulo se realiza una descripción del área objeto de estudio para una mejor comprensión de los cálculos y análisis a desarrollar. Se enuncian los principales problemas técnicos en el área 1-1 o estación Buques-Tanques de la División Territorial de Combustibles de Matanzas, así como las propuestas de opciones tecnológicas que garanticen la calidad requerida del proceso y el producto. Se desarrollan además las metodologías adecuadas para la evaluación del sistema de flujo, así como la adaptabilidad de los intercambiadores de calor. Finalmente, se plantean las metodologías de cálculo empleadas para realizar la evaluación energética, económica y ambiental de las modificaciones propuestas.

En la figura 2.1 se muestra la metodología a seguir en el presente capítulo a través del siguiente diagrama de bloque.

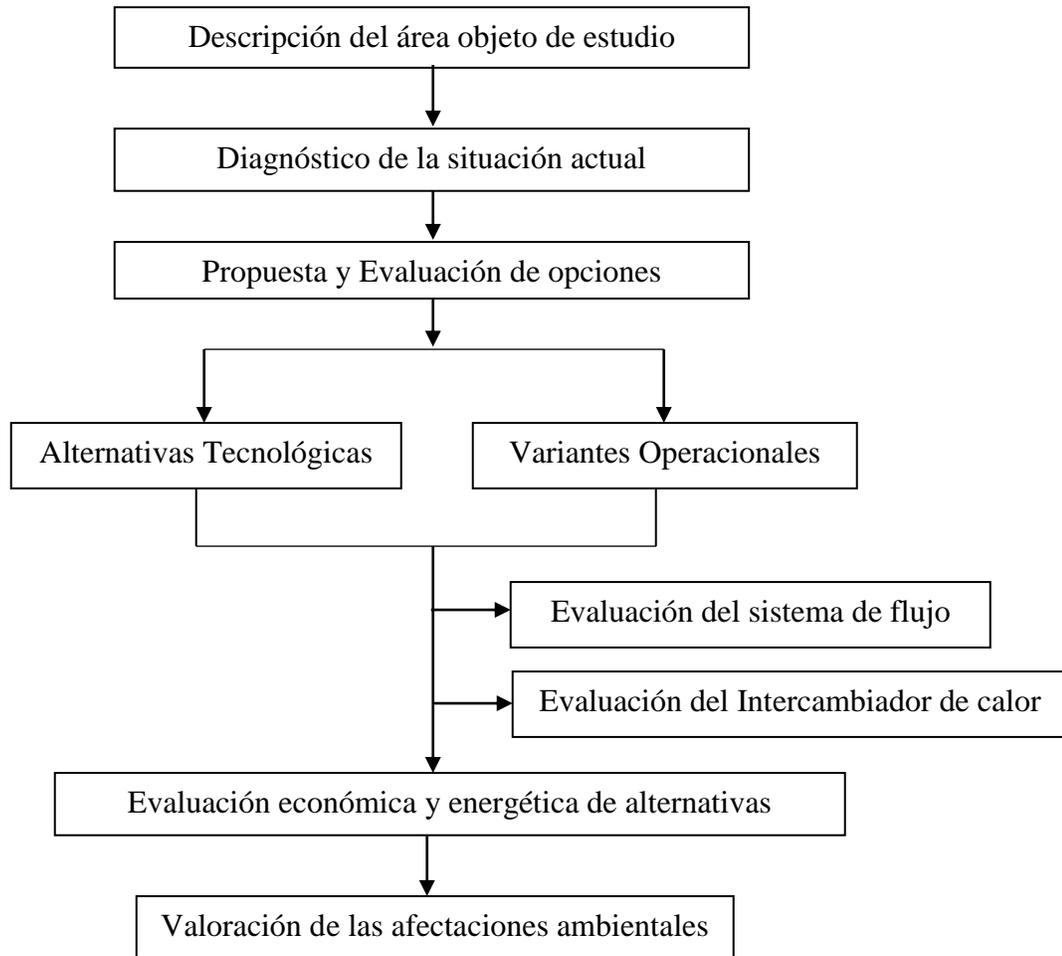


Figura 2.1: Descripción del procedimiento metodológico de la investigación.

Fuente: Elaboración propia

## 2.1. Descripción del área objeto de estudio

La División Territorial de Combustibles de Matanzas (DTCM) 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 ello cuenta con muelles y oleoductos, capaces estos últimos de trasladar el combustible a los consumidores que así lo requieran. Según Ruiz (2019) esta Empresa cuenta con cuatro áreas de proceso fundamentales:

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

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

**Área 1:** La Base de crudo 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 PCN 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, así como a las áreas 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 600 m<sup>3</sup>/h de caudal cada una (IP-201B, IP-201C e IP-201D).
- Dos filtros de cesta.
- Dos intercambiadores de calor de tubos y coraza (IE-205A y IE-205B).
- Un tanque de *Slop* con capacidad de 15 m<sup>3</sup> con su bomba de achique.
- Bombas de inyección de solvente y de dispersante de asfáltenos para las mezclas de PCN.
- Sistema de vapor.
- Tuberías y válvulas tecnológicas.

El área de tanques se compone de tres tanques (TK-27, TK-28 y TK-29) de 30 000, 20 000 y 50 000 m<sup>3</sup> de capacidad respectivamente.

**Área 2:** Esta área está compuesta por dos subáreas fundamentales: el área de estación de cabecera de los oleoductos a las Centrales Termoeléctricas CTE 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 CTE Santa Cruz y Antonio Guiteras (2-1) se compone de:

- Una bomba de tornillo de 120 m<sup>3</sup>/h de caudal que tiene facilidades operacionales para el bombeo al oleoducto de la CTE Santa Cruz y para el Bombeo a la CTE Antonio Guiteras.
- Dos bombas de tornillo de 101 m<sup>3</sup>/h cada una de caudal para el oleoducto a la CTE Antonio Guiteras.
- Dos bombas de tornillos de 45 m<sup>3</sup>/h cada una para el bombeo a la CTE Santa Cruz.
- Una bomba de tornillo de 90 m<sup>3</sup>/h para el bombeo a la CTE Santa Cruz.
- Un tanque de *Slop* de 15 m<sup>3</sup> de capacidad con su bomba de achique.
- Tuberías y válvulas tecnológicas.

Además, en esta subárea hay un intercambiador de calor para la CTE Santa Cruz y otro para la CTE Antonio Guiteras, que calientan en crudo hasta la temperatura de 80 °C que permite el movimiento del crudo a través del oleoducto. También antes de las bombas de Santa Cruz y las de Guiteras hay dos filtros cestas para cada alineación, cuya función es retener cualquier partícula que contenga el crudo que pueda dañar las bombas.

El área de tanques (2-2) se compone de:

- Dos tanques de petróleo combustible (*fuel oil*) (TK-30 y TK-38) de 10 000 m<sup>3</sup> cada uno, que reciben *fuel oil* directamente de los buques tanques o de la base en Tierra del Supertanqueros. De ellos se entrega a la Terminal-320 y a los Grupos electrógenos de Planta Martí.
- Dos tanques para almacenar nafta solvente (TK-41 y TK-42) de 5000 y 4000 m<sup>3</sup> de capacidad respectivamente, que se utiliza en la preparación de las mezclas para reducir la viscosidad

**Área 3:** La Base de recepción de crudo está destinada a la recepción del crudo proveniente de los pozos desde Puerto Escondido hasta Jaruco, por pailas y bitrenes que descargan a los tanques TK-71 y TK-72 por gravedad por una tubería de 406,4 mm (16 plg). Este producto, a su vez, es enviado por gravedad a los tanques de la Base de crudo.

Esta área está compuesta por:

- Dos tanques (TK-71 y TK-72) de 400 m<sup>3</sup> de capacidad cada uno.
- Tuberías tecnológicas.
- Área de descargadero compuesta por dos bandejas para pailas
- Área de estación de rascadores de Puerto Escondido y Varadero.

**Área 4:** Esta área 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 entrega producto a los oleoductos de las CTE Antonio Guiteras y Santa Cruz, así como a la Terminal-320 y a los muelles Frank País y Bayona.

Esta área está compuesta por:

- Cuatro tanques (TK-33, TK-34, TK-35 y TK-36) de 10 000 m<sup>3</sup> capacidad cada uno, utilizados para almacenar el crudo que se entrega a las CTE.
- Un tanque (TK-37) de 50 000 m<sup>3</sup> de capacidad para la carga de Buques tanques por gravedad
- Tuberías y válvulas tecnológicas.

## **2.2. Diagnóstico de la situación actual**

En el área 1-1 o área de bombas se han presentado inconvenientes con el deterioro de los equipos instalados, lo que ha provocado problemas de cavitación de las bombas y que no se alcance la temperatura de salida de los intercambiadores de calor. Esto ha influido en el tiempo de trasiego de la carga y el aumento de los costos por concepto de sobrestadías de los Buques-Tanques.

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

### 2.3. Propuesta de opciones para la mejora técnico operacional

Luego de identificar el problema, se proponen dos modificaciones técnicas (alternativas):

A<sub>1</sub>- Sustitución del Intercambiador averiado en el diseño original.

A<sub>2</sub>- Esquema tecnológico con sistema de *bypass* en los intercambiadores.

Para cada alternativa se valoran dos **variantes operacionales (V)** que responden al rango de operación de la planta para los flujos extremos (máximo y mínimo) con el objetivo de valorar el comportamiento de la propuesta en los puntos críticos de operación:

1. V<sub>1</sub>- Flujo mínimo de operación
2. V<sub>2</sub>- Flujo máximo de operación

Las combinaciones de las alternativas técnicas con las variantes operacionales dan como resultados las tres opciones técnico-operacionales que se muestra en la tabla 2.1 y la figura 2.2.

Tabla 2.1 Opciones técnico-operacionales a evaluar

| Alternativas                     | Variantes                                |  |
|----------------------------------|--|--|
|                                  | V <sub>1</sub>                           | V <sub>2</sub>                           |
| A <sub>1</sub> (original)        | Opción 1 - A <sub>1</sub> V <sub>1</sub> | Opción 2 - A <sub>1</sub> V <sub>2</sub> |
| A <sub>2</sub> ( <i>bypass</i> ) | Opción 3 - A <sub>2</sub> V <sub>1</sub> | -  |

Fuente: elaboración propia

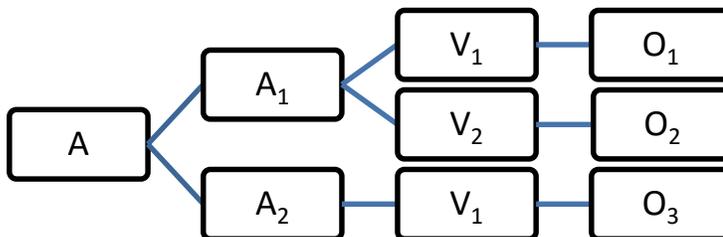


Figura 2.2. Alternativas-Variantes-Opciones propuestas. Fuente: Elaboración propia

En este análisis no se considera la opción A<sub>2</sub>V<sub>2</sub> (V<sub>2</sub>-flujo máximo) ya que en la alternativa con *bypass* se prevé trabajar con flujo mínimo, lo que implica solo el uso de un equipo de bombeo y de un intercambiador de calor.

A cada una de estas opciones se le realiza la evaluación del sistema de flujo y de la adaptabilidad del intercambiador a instalar.

## **2.4. Evaluación de la factibilidad técnica-operacional**

Para evaluar la factibilidad técnica-operacional de la propuesta se evalúa: 1- el sistema de flujo y 2- la adaptabilidad del intercambiador de calor para cada una de las opciones.

En cualquiera de las opciones evaluadas es necesario definir si el sistema de flujo instalado satisface las condiciones operacionales cumpliendo con los requisitos técnicos requeridos y si los intercambiadores de calor disponibles que se proponen pueden ser adaptados para su nuevo uso.

### **2.4.1. Procedimiento para la evaluación del sistema de flujo**

Para evaluar el sistema de flujo es necesario y suficiente que se cumplan cuatro factores fundamentales:

- Que la carga neta de succión positiva (NPSH) del sistema sea mayor que el NPSH requerido por el fabricante de la bomba ( $NPSH_b \leq NPSH$ ), pues de lo contrario dicha bomba cavitara
- Que el NPSH del sistema sea positivo ( $NPSH > 0$ )
- El caudal ( $q$ ) de operación debe estar dentro del rango de operación de la bomba ( $q_b > q$ )
- Que la carga de la bomba ( $H$ ) que necesita el sistema sea la correspondiente al caudal requerido según la curva de la bomba dada por el fabricante de la misma ( $H_b > H$ )

Donde:

$q_b$ : Flujo máximo de diseño de la bomba.

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

Ambos se determinan a partir de los datos brindados por el fabricante (Catálogo)

$q$ ,  $H$  y  $NPSH$  representan los mismos parámetros, pero calculados para el sistema de flujo instalado.

En caso de que alguno de estos factores no se cumpla, se hace necesario seleccionar otro equipo de bombeo capaz de satisfacer dichos requerimientos, o en su defecto, variar las condiciones operacionales de manera tal que posibilite a las bombas instaladas cumplir con los requisitos antes mencionados y con el objetivo de la operación.

### Carga Neta de Succión Positiva (NPSH):

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

$$NPSH = \frac{P_s - P_v}{\rho \cdot g} \quad (2.1)$$

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)

$\rho$ : Densidad del fluido a la temperatura de trabajo, (kg/m<sup>3</sup>)

$g$ : Aceleración de la gravedad, (m/s<sup>2</sup>)

La presión de entrada o de succión de la bomba se determina a través de un balance de energía mecánica una vez analizado el sistema de flujo correspondiente, empleando para ello la ecuación siguiente (J. M. Rosabal y L. Garcell, 2006):

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

Donde:

$H$ : Carga de la bomba requerida por el sistema, (m)

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

$v_1$  y  $v_2$ : Velocidad del fluido en los puntos 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)

$\alpha_1$  y  $\alpha_2$ : 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,  $\alpha=1$

Dicha ecuación se aplica entre dos puntos cualesquiera del sistema, siempre y cuando uno de los puntos coincida con la entrada o succión de la bomba.

Ubicando el segundo punto a la entrada de la bomba donde  $H_b=0$ , y despejando la presión de succión de la ecuación de la energía mecánica se obtiene:

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

Conociendo el flujo de operación ( $q$ ) y diámetro de la tubería ( $D$ ), la velocidad del fluido puede determinarse mediante la expresión siguiente (J. M. Rosabal y L. Garcell, 2006):

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

El número adimensional de Reynolds puede ser obtenido mediante la ecuación 2.9 de J. M. Rosabal y L. Garcell (2006).

Las pérdidas por fricción totales del sistema se determinan como:

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

Las pérdidas por fricción en la tubería ( $hf_{tubería}$ ) se calculan mediante la siguiente ecuación (J. M. Rosabal y L. Garcell, 2006):

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

Donde:

L: Longitud de la tubería, (m)

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

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

Para flujo laminar el factor de fricción se determina como:

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

Para régimen turbulento, el factor de fricción puede determinarse mediante la figura 3.9 de J. M. Rosabal y L. Garcell (2006), en función del número de Reynolds ( $Re$ ) y de la rugosidad relativa ( $\varepsilon$ ).

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 J. M. Rosabal y L. Garcell (2006).

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

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

El valor del coeficiente de resistencia local ( $K_i$ ) para flujo turbulento y laminar puede ser determinado en la tabla 3.1 y la figura 3.24 de J. M. Rosabal y L. Garcell (2006) respectivamente. Cada tipo de accesorio tiene un valor de este coeficiente.

Las propiedades físicas del fluido pueden ser obtenidas en tablas y figuras reportadas por Perry (1999).

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

$$h_{f_{\text{equipos}}} = \frac{\Delta P_{\text{eq}}}{\rho \cdot g} \quad (2.10)$$

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

### **Carga de la bomba para el sistema (H):**

El cálculo de la carga de la bomba requerida por el sistema se obtiene de despejar  $H$  del balance de energía mecánica (ec 2.2), según el procedimiento anteriormente descrito. Dicho procedimiento se aplica entre dos puntos cualesquiera del sistema de flujo (entre los que esté incluida la bomba), para los cuales se conozcan los datos de altura, velocidad y presión. Se propone que el punto de referencia inicial sea en la superficie del crudo del tanque de almacenamiento (TK-27, TK-28 y TK-29) hasta el punto de referencia final, ubicado en la descarga del sistema que alimenta a los Buques.

### **2.4.2. Procedimiento para la evaluación de intercambiadores de calor**

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 Flynn *et al.* (2019). El uso de ecuaciones empíricas hace necesario el empleo de unidades del Sistema Inglés.

## **Condiciones de significación para la apreciación de la adaptabilidad de los intercambiadores**

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 Flynn *et al.* (2019) estas condiciones son las siguientes:

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

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

### **2.4.2.1. Evaluación de la adaptabilidad de un intercambiador de calor existente**

#### **1. Condiciones de proceso requeridas**

Las condiciones de proceso que se requieren son:

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

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

Donde:

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

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

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

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

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

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

$\lambda_c$ : Calor latente de condensación del vapor, (Btu/lb)

$s$ : Gravedad específica

$\mu$ : Viscosidad del fluido, [lb/(pie)(h)]

k: Conductividad térmica, [Btu/(h)(pie<sup>2</sup>)(°F/pie)]

Rd: Factor de obstrucción, [(h)(pie<sup>2</sup>)(°F)/Btu]

ΔP: Caída de presión, (lb/plg<sup>2</sup>)

## 2. Datos de diseño requeridos del intercambiador de calor

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

- Para el lado de la coraza: Diámetro interior, Espaciado de los deflectores, Pasos.
- Para el lado de los tubos: Número y longitud, Diámetro exterior, BWG, Arreglo, Pasos.

## 3. Balance de calor

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

$$Q = W.\lambda_c = w.c.(t_2 - t_1) \quad (2.11)$$

Donde:

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

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

El calor latente de condensación del vapor ( $\lambda_c$ ) puede determinarse en la tabla 7 de Flynn *et al.* (2019).

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

## 4. Determinación de la diferencia verdadera de temperatura

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

$$\Delta t = LMTD.F_T \quad (2.12)$$

Donde:

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

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

F<sub>T</sub>: Factor de diferencia de temperatura, (adimensional).

De acuerdo a lo planteado por Flynn *et al.* (2019), para flujos a contracorriente  $F_T$  es aproximadamente igual a la unidad, de ahí que:

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

De acuerdo a lo planteado por Bergman y Lavine (2021), como que el vapor es un fluido que se condensa isotérmicamente, la diferencia verdadera de temperatura  $\Delta t$  y la  $LMTD$  son idénticas.

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

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (2.14)$$

## 5. Cálculos para el lado de los tubos

Fluido caliente: Vapor saturado.

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

### a) Determinación del área de flujo

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

$$a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144n} \quad (2.15)$$

Donde:

$a_t$ : Área de flujo, (pie<sup>2</sup>)

$a_t'$ : Área de flujo por tubo, (plg<sup>2</sup>)

$N_t$ : Número de tubos

$n$ : Número de pasos en los tubos

El área de flujo por tubo puede determinarse en la tabla 10 de Flynn *et al.* (2019).

### b) Cálculo de la velocidad másica

La velocidad másica del vapor queda expresada como:

$$G_t = \frac{W}{a_t} \quad (2.16)$$

Donde:

$G_t$ : Velocidad másica del vapor en los tubos, [lb/(h)(pie<sup>2</sup>)]

$W$ : Flujo másico de vapor, (lb/h)

$a_t$ : Área de flujo, (pie<sup>2</sup>)

### c) **Determinación del diámetro interior de los tubos**

El diámetro interior de los tubos ( $D$ , pie) puede determinarse en la tabla 10 de Flynn *et al.* (2019).

### d) **Cálculo del número de Reynolds**

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

$$\text{Re}_t = \frac{D \cdot G_t}{\mu} \quad (2.17)$$

Donde:

$D$ : Diámetro interior del tubo, (pie)

$G_t$ : Velocidad másica del vapor en los tubos, [lb/(h)(pie<sup>2</sup>)]

$\mu$ : 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 Flynn *et al.* (2019).

### e) **Determinación del coeficiente de transferencia de calor**

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

Donde  $h_i$ ,  $h_o$ : coeficientes de transferencia de calor del fluido interior y exterior [Btu/(h.pie<sup>2</sup>.°F)]

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

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

$$t_w = t_a + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_a - t_a) \quad (2.18)$$

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)(pie<sup>2</sup>)(°F)]

$h_{io}$ : Coeficiente de transferencia de calor del fluido interior (vapor) referido al diámetro exterior del tubo, [Btu/(h)(pie<sup>2</sup>)(°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:

$$a_s = \frac{DI \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T} \quad (2.19)$$

$$P_T = C' + d_o \quad (2.20)$$

Donde:

$a_s$ : Área de flujo, (pie<sup>2</sup>)

$DI$ : 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)

$d_o$ : 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 2.15.

### 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:

$$d_e = \frac{4 \cdot \left( P_T^2 - \frac{\pi d_o^2}{4} \right)}{\pi d_o} \quad (2.21)$$

Para arreglo en triángulo:

$$d_e = \frac{4 \cdot \left( \frac{1}{2} P_T \cdot 0,86 P_T - \frac{1}{2} \frac{\pi d_o^2}{4} \right)}{\frac{1}{2} \pi d_o} \quad (2.22)$$

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 Flynn *et al.* (2019), y pueden ser determinados en dicha figura a partir del diámetro exterior de los tubos ( $d_o$ ) y del espaciado entre tubos ( $P_T$ ).

### d) Cálculo del número de Reynolds

Una vez calculado el diámetro equivalente ( $D_e$ , pie) y la velocidad másica del crudo ( $G_s$ ), el número de Reynolds para el lado de la coraza queda expresado según la ecuación 2.16.

La viscosidad del crudo a  $t_a$  (temperatura promedio del fluido frío) puede determinarse según el software de 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 Flynn *et al.* (2019).

### f) Determinación del coeficiente de transferencia de calor

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

$$\frac{h_o}{\phi_s} = j_H \cdot \frac{k}{D_e} \cdot \left( \frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \quad (2.23)$$

Donde:

$h_o$ : Coeficiente de transferencia de calor del fluido exterior, [Btu/(h)(pie<sup>2</sup>)(°F)]

$\phi_s$ : Razón de viscosidad en la coraza, (adimensional)

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

$D_e$ : Diámetro equivalente, (pie)

$\mu$ : Viscosidad del crudo a  $t_a$ , [lb/(pie)(h)]

$k$ : Conductividad térmica del crudo a  $t_a$ , [Btu/(h)(pie<sup>2</sup>)(°F/pie)]

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

La conductividad térmica del crudo se obtiene a partir de la figura 1 de Flynn *et al.* (2019) en función de los grados API y la temperatura promedio.

La razón de viscosidad se expresa como:

$$\phi_s = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (2.24)$$

Donde:

$\mu$ : Viscosidad del crudo a  $t_a$ , [lb/(pie)(h)]

$\mu_w$ : 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:

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \cdot \phi_s \quad (2.25)$$

### 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:

$$U_C = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad (2.26)$$

Donde:

$U_C$ : Coeficiente total limpio de transferencia de calor, [Btu/(h)(pie<sup>2</sup>)(°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:

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot LMTD} \quad (2.27)$$

Donde:

$U_D$ : Coeficiente total de diseño de transferencia de calor, [Btu/(h)(pie<sup>2</sup>)(°F)]

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

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

$A$ : Área de transferencia de calor, (pie<sup>2</sup>)

El área de transferencia de calor está dada por:

$$A = a'' \cdot L \cdot N_t \quad (2.28)$$

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 Flynn *et al.* (2019).

### 9. Determinación del factor de obstrucción

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

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} \quad (2.29)$$

Donde:

$R_d$ : Factor de obstrucción, [(h)(pie<sup>2</sup>) (°F)/Btu]

El factor de obstrucción requerido puede ser determinado en la tabla 12 de Flynn *et al.* (2019).

### 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:

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad (2.30)$$

Donde:

$\Delta P_T$ : Caída de presión para el lado de los tubos, (lb/plg<sup>2</sup>)

$\Delta P_t$ : Caída de presión en los tubos, (lb/plg<sup>2</sup>)

$\Delta P_r$ : Caída de presión de retorno o pérdida de regreso, (lb/plg<sup>2</sup>)

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

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_t} \quad (2.31)$$

Donde:

$f$ : Factor de fricción para el lado de los tubos, (pie<sup>2</sup>/plg<sup>2</sup>)

$G_t$ : Velocidad másica del vapor en los tubos, [lb/(h)(pie<sup>2</sup>)]

$L$ : Longitud del tubo, (pie)

$n$ : Número de pasos en los tubos

$D$ : Diámetro interior del tubo, (pie)

$s$ : Gravedad específica del vapor

$\phi_t$ : Razón de viscosidad en los tubos, (adimensional)

Para el vapor, según Flynn *et al.* (2019), la caída de presión a través de un intercambiador debe calcularse tomando la mitad de la caída de presión calculada de la forma usual.

Las correlaciones graficadas para obtener el factor de fricción  $f$  para el lado de los tubos, aparecen en la figura 26 de Flynn *et al.* (2019).

La razón de viscosidad en los tubos se expresa como:

$$\phi_t = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (2.32)$$

Donde:

$\mu$ : Viscosidad del vapor a  $T_a$ , [lb/(pie)(h)]

$\mu_w$ : Viscosidad del vapor a la temperatura  $t_w$ , [lb/(pie)(h)]

La gravedad específica del vapor se determina mediante la expresión:

$$s = \frac{\rho_v}{62,5} \quad (2.33)$$

Donde:

$\rho_v$ : Densidad del vapor, (lb/pie<sup>3</sup>)

La densidad del vapor se obtiene de la expresión:

$$\rho_v = \frac{1}{\nu} \quad (2.34)$$

Donde:

$\nu$ : Volumen específico del vapor, (pie<sup>3</sup>/lb)

El volumen específico del vapor puede obtenerse de la tabla 7 de Flynn *et al.* (2019).

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

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

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g} \quad (2.35)$$

Donde:

$n$  : Número de pasos en los tubos

$s$  : Gravedad específica del vapor

$V$  : Velocidad, (pie/s)

$g$  : Aceleración de la gravedad, (pie/s<sup>2</sup>)

La cabeza velocidad  $V^2/2g$  se encuentra graficada contra la velocidad másica en la figura 27 de Flynn *et al.* (2019).

Según Pavlov (1981) y Flynn *et al.* (2019), cuando el vapor se emplea en dos pasos del lado de los tubos, la caída de presión permitida deberá ser muy pequeña, menor de 10 lb/plg<sup>2</sup>, 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 Flynn *et al.* (2019) es proporcional al número de veces que el fluido cruza el haz entre los deflectores. También es proporcional a la distancia a través del haz, cada vez que lo cruza.

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

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot D_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_t} \quad (2.36)$$

Donde:

$f$  : Factor de fricción para el lado de la coraza, (pie<sup>2</sup>/plg<sup>2</sup>)

$G_t$  : Velocidad másica del crudo en la coraza, [lb/(h)(pie<sup>2</sup>)]

$N + 1$  : Número de cruces

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

$D_e$  : Diámetro equivalente, (pie)

$s$  : Gravedad específica del crudo.

$\phi_s$  : Razón de viscosidad en la coraza, (adimensional)

La gravedad específica del crudo puede determinarse en la figura 6 de Flynn *et al.* (2019) en función de los grados API y la temperatura promedio.

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

$$N + 1 = 12 \frac{L}{B} \quad (2.37)$$

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 Flynn *et al.* (2019).

## 2.5. Evaluación energética de alternativas

Teniendo en cuenta las modificaciones técnicas-operacionales propuestas, se realiza una evaluación energética para determinar si los dos generadores de vapor instalados resultan suficientes para satisfacer la demanda de vapor de las alternativas. 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, debido a la simultaneidad de las operaciones.

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

$$Q_{ced} = Q_{abs} + Q_{perd} \quad (2.38)$$

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:

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

El calor absorbido por el petróleo crudo se determina como:

$$Q_{abs} = w.Cp.\Delta t \quad (2.40)$$

Donde:

$w$  : Flujo de petróleo crudo, (kg/h)

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

$\Delta t$  : 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 Ruiz (2019).

El flujo de vapor requerido se determina a partir del despeje del mismo en la ecuación siguiente:

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

Donde:

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

$\lambda_c$  : Calor latente de condensación del vapor, (kJ/kg)

El calor latente de condensación del vapor ( $\lambda_c$ ) puede determinarse en la tabla 7 de Flynn *et al.* (2019).

## 2.6. Evaluación económica de las alternativas técnicas

Como las alternativas 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 realizar.

La factibilidad económica de las alternativas se determina a partir del Método Beneficio-Costo (B/C).

Para el análisis y evaluación económica de las alternativas se tiene en cuenta que si B/C es mayor que 1, la alternativa evaluada es económicamente ventajosa.

Los beneficios de las propuestas se traducen en evaluar las ganancias (G) que cada una de las alternativas aporta a la DTCM, y los costos son aquellos en los que se incurren por concepto de amortización de la inversión (A).

La relación beneficio-costo para cada alternativa se determina a partir de la siguiente ecuación:

$$\frac{B}{C} = \frac{G}{A} \quad (2.42)$$

Donde:

G – Ganancia de la alternativa (\$)

A – Amortización de la inversión (\$)

### **Beneficios:**

Para conocer la **ganancia** (G) de cada alternativa se utiliza la siguiente ecuación:

$$G=VP-CP \quad (2.43)$$

Donde:

CP - costo de la producción (\$/a)

VP - valor de la producción (\$/a)

El costo de la producción (CP) está constituido por los costos fijos (CF) y costos variables (CV).

$$CP=CF + CV \quad (2.44)$$

Donde:

CF: costos fijos (\$/a)

CV: costos variables (\$/a)

El valor de la producción (VP) depende del volumen de la producción (N) y el precio unitario del producto (pup):

$$VP=N * pup \quad (2.45)$$

Donde:

N: volumen de producción (t/a)

pup: precio unitario del producto (\$/t)

## Costos:

Los costos asociados a la amortización de la inversión se determinan por la siguiente expresión:

$$A = \frac{I_A}{t} \quad (2.46)$$

Donde:

A: Amortización (\$/a)

I<sub>A</sub>: Inversión de la alternativa (\$)

t: tiempo de vida útil (años)

### Inversión

- Alternativa 1: la Inversión de esta alternativa es el costo del intercambiador que se proponen instalar.

$$I_{A1} = C_{IC} \quad (2.47)$$

Donde:

I<sub>A1</sub>: Inversión Alternativa 1 (\$)

C<sub>IC</sub>: Costo del Intercambiador de calor (\$)

- Alternativa 2: la inversión corresponde al costo del intercambiador y los costos asociados a tuberías, accesorios e instrumentos de medición del sistema de *bypass*

$$I_{A2} = C_{IC} + \Sigma C_{tub} + \Sigma C_{acc} + \Sigma C_{inst} \quad (2.48)$$

Donde:

I<sub>A2</sub>: Inversión Alternativa 2 (\$)

C<sub>tub</sub>: Costo de las tuberías del sistema de *bypass* (\$)

C<sub>acc</sub>: Costo de los accesorios (\$)

C<sub>inst</sub>: Costo de los instrumentos de medición (\$)

## 2.7. Valoración del impacto de las afectaciones ambientales

La valoración del impacto de las afectaciones ambientales en el área 1-1 se realiza a través de la elaboración de una Matriz de Importancia.

En la elaboración de la Matriz de Importancia se desarrolla una valoración cualitativa a partir de determinar el valor de la importancia del impacto según la metodología propuesta Conesa (1997).

La importancia del impacto viene representada por la siguiente expresión:

$$I = \pm [3In + 2EX + MO + PE + RV + SI + AC + EF + PR + MC] \quad (2.49)$$

Donde:

I: Importancia

$\pm$  : Signo del impacto

In: Intensidad (grado de destrucción)

EX: Extensión (área de influencia)

MO: Momento (plazo de manifestación)

PE: Persistencia (permanencia del efecto)

RV: Reversibilidad.

SI: Sinergia (potenciación de la manifestación)

AC: Acumulación (incremento progresivo)

EF: Efecto (relación causa efecto)

PR: Periodicidad (regularidad de la manifestación)

MC: Recuperabilidad (reconstrucción por medios humanos)

No todos los impactos tienen la misma importancia o la misma magnitud. Así el impacto puede ser irrelevante, moderado, severo y crítico. Según Conesa (1997) cuando la importancia del impacto, calculado según la ecuación anterior, toma valores inferiores a 25, el impacto se considera compatible con el sistema o irrelevante (I), entre 25 y 50 se considera moderado (M), entre 50 y 75, es severo (S) y cuando ya es mayor de 75, el impacto es sumamente crítico (C).

La descripción de cada una de las variables aparece en el anexo 5.

## **CAPÍTULO III: 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.

### **3.1. Diagnóstico de la situación actual**

#### **3.1.1. Diagnóstico técnico del área de bombeo e intercambiadores de calor (1-1)**

El área de bombeo es la encargada de bombear el crudo hacia los Buques-Tanques. Desde su creación y puesta en marcha (hace dos décadas) se le han realizado reparaciones puntuales, sin embargo, los mantenimientos no han sido sistemáticos y eficientes, por lo que, a inicios del año 2020, comienzan a presentarse dificultades técnicas debido al deterioro de los equipos que la componen con la consiguiente pérdida de eficiencia de la instalación. En esa área se encuentran instaladas tres bombas (IP-201B, IP-201C e IP-201D), dos filtros de cesta instalados en paralelo y dos intercambiadores de calor de tubos y coraza (IE-205A y IE-205B) instalados en serie. Según diagnóstico de los expertos de la División se identificaron dos problemáticas:

- 1- Drenaje a la zanja del condensado del intercambiador contaminado con crudo (anexo 6).
- 2- Inadecuado funcionamiento de las bombas instaladas.

Este diagnóstico conllevó a una evaluación técnica del intercambiador de calor averiado (IE-205A) y del sistema de bombeo para comprobar su inadecuado funcionamiento.

#### **Evaluación técnica del Intercambiador de calor IE-205A instalado**

La evaluación técnica del intercambiador IE-205A se realizó según procedimiento descrito en el epígrafe 2.4.2.

En la tabla 3.1 se reflejan los datos y resultados de la evaluación del intercambiador IE-205A para cuando se trabaja con flujo máximo (1200 m<sup>3</sup>/h) y flujo mínimo (600 m<sup>3</sup>/h).

Tabla 3.1 Resultados de la evaluación del IE-205A

| Variable   | Símbolo                 | Magnitud         |                  | U/M SI                          |
|--|-------------------------|------------------|------------------|---------------------------------|
|  |                         | Q <sub>mín</sub> | Q <sub>máx</sub> |                                 |
| Fluido por la coraza (frío) petróleo crudo             |                         |                  |                  |                                 |
| Flujo de crudo   | w                       | 1 322 206,2      | 2 644 412,4      | lb/h                            |
| Temperatura inicial del crudo                          | t <sub>1</sub>          | 118,4            | 113              | °F                              |
| Temperatura final del crudo                            | t <sub>2</sub>          | 125,6            | 118,4            | °F                              |
| Fluido por los tubos (caliente) vapor saturado         |                         |                  |                  |                                 |
| Presión de vapor                                       | P                       | 49,78            | 49,78            | lbf/plg <sup>2</sup>            |
| Temperatura de saturación del vapor                    | T                       | 281,01           | 281,01           | °F                              |
| Media logarítmica de la diferencia de temperatura      | LMTD                    | 158,98           | 165,29           | °F                              |
| Calor absorbido por el crudo                           | Q                       | 4 474 345,78     | 6 711 518,67     | Btu/h                           |
| Flujo de vapor requerido                               | W                       | 4 841,47         | 7 262,21         | lb/h                            |
| Área de transferencia de calor                         | A                       | 2 361,14         | 2 361,14         | pie <sup>2</sup>                |
| Coefficiente total limpio de transferencia de calor    | U <sub>C</sub>          | 89,46            | 92,64            | Btu/(h)(pie <sup>2</sup> )( oF) |
| Coefficiente total de diseño de transferencia de calor | U <sub>D</sub>          | 11,91            | 17,19            | Btu/(h)(pie <sup>2</sup> )( oF) |
| Factor de obstrucción calculado                        | R <sub>dc</sub>         | 0,072            | 0,047            | (h)(pie <sup>2</sup> )( oF)/Btu |
| Factor de obstrucción permitido                        | R <sub>dpermitido</sub> | 0,003            | 0,003            | (h)(pie <sup>2</sup> )( oF)/Btu |
| Caída de presión total por los tubos                   | ΔP <sub>tT</sub>        | 1,93             | 7,60             | lbf/plg <sup>2</sup>            |
| Caída de presión total por la coraza                   | ΔP <sub>s</sub>         | 0,0086           | 0,019            | lbf/plg <sup>2</sup>            |

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 3.1 queda demostrado que en el momento de la evaluación el intercambiador IE-205A, aunque no alcanzaba la diferencia de temperatura del crudo requerida por la Empresa (10 °C) (Ruiz, 2019); cuando se trabaja en el rango de operación (600 a 1200 m<sup>3</sup>/h), el intercambiador funciona adecuadamente de acuerdo con los requisitos técnicos, pues el coeficiente total limpio de transferencia de calor (U<sub>C</sub>) excede al coeficiente total de diseño (U<sub>D</sub>); por lo que el factor de obstrucción calculado es mayor que el factor de obstrucción requerido y la caída de presión total para ambos flujos es inferior a la permitida (10 lb/pulg<sup>2</sup>). Sin embargo, como no se logra la diferencia de temperatura adecuada para el trasiego del crudo se decide realizar un reconocimiento al mismo, el cual arrojó que el IE-205A presentaba desperfectos asociados a la existencia de tubos perforados que provoca la

mezcla del crudo con el condensado, por lo que no cumple con los requerimientos operacionales para su funcionamiento.

Esta situación provoca una serie de consecuencias y efectos secundarios en cadena, lo que repercute precisamente en que no se alcancen los parámetros operacionales adecuados del proceso como la temperatura del crudo antes mencionada, y por consiguiente se vea afectado el proceso de trasiego, se retrase la carga de Buques-Tanques y aumenten los costos por sobrestadía.

### **Evaluación técnica del sistema de bombeo en condiciones actuales**

La evaluación del sistema de bombeo se realizó según procedimiento descrito en el epígrafe 2.4.1. Los diámetros y longitudes de tubería varían a lo largo del sistema de flujo como aparece reflejado en la tabla 3.2.

Tabla 3.2 Diámetro y longitudes de tuberías por tramo en el sistema de flujo actual

| <b>Tramo</b> |    | <b>Diámetro</b>  | <b>Longitud</b> | <b>Descripción</b>  |
|--------------|----|------------------|-----------------|---|
| Succión      | T1 | 36 plg (0,914 m) | 300 m           | Del tanque 29 a la entrada de los filtros                       |
|              | T2 | 20 plg (0,508 m) | 56 m            | De la salida de los filtros a la succión de la bomba            |
| Descarga     | T3 | 20 plg (0,508 m) | 53 m            | De la descarga de la bomba a la entrada de los intercambiadores |
|              | T4 | 24 plg (0,609 m) | 2000 m          | De la salida de los intercambiadores a los Buques               |

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 3.3 se muestran los datos y resultados del sistema de bombeo para cuando se trabaja con flujo máximo (1200 m<sup>3</sup>/h) y flujo mínimo (600 m<sup>3</sup>/h).

Tabla 3.3 Resultados de la evaluación del sistema de bombeo

| <b>Variable</b>   | <b>Símbolo</b> | <b>Magnitud</b>        |                        | <b>U/M</b>        |
|---|----------------|------------------------|------------------------|-------------------|
|   |                | <b>Q<sub>mín</sub></b> | <b>Q<sub>máx</sub></b> |                   |
| Densidad del crudo                                      | $\rho$         | 999,4                  | 999,4                  | kg/m <sup>3</sup> |
| Viscosidad cinemática del crudo                         | $\nu$          | 1400                   | 1400                   | cSt               |
| Aceleración de la gravedad                              | $g$            | 9,8                    | 9,8                    | m/s <sup>2</sup>  |
| Velocidad del fluido en el nivel superior del tanque 29 | $v_1$          | 0                      | 0                      | m/s               |
| Velocidad del fluido en la succión de la bomba          | $v_2$          | 0,82                   | 0,90                   | m/s               |
| Diferencia de altura                                    | $\Delta z$     | 6,88                   | 6,88                   | m                 |
| Pérdidas por fricción en tuberías                       | $h_{ftub}$     | 1,22                   | 1,64                   | m                 |
| Pérdidas por fricción en accesorios                     | $h_{facc}$     | 0,056                  | 0,13                   | m                 |
| Pérdidas por fricción en equipos                        | $h_{feq}$      | 15                     | 15                     | m                 |
| Pérdidas por fricción totales del sistema               | $h_f$ Totales  | 16,29                  | 16,78                  | m                 |
| Presión en el tanque 29                                 | $P_1$          | 101 325                | 101 325                | Pa                |

|  |       |           |           |    |
|--|-------|-----------|-----------|----|
| Presión de succión de la bomba             | Ps    | 8478,63   | 3639,95   | Pa |
| Presión de vapor del crudo                 | Pv    | 23 437,89 | 23 437,89 | Pa |
| Carga neta de succión positiva del sistema | NPSH  | -1,5      | -2,02     | m  |
| Carga neta de succión positiva de la bomba | NPSHb | 4,3       | 4,3       | m  |

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 3.3 queda demostrado que, según la evaluación del sistema de bombeo, las bombas cavitan pues la presión de succión es mucho menor que la presión de vapor cuando se trabaja en el rango de operación (600 a 1200 m<sup>3</sup>/h), lo que influye en que la NPSH del sistema sea menor que el NPSH de la bomba, factor fundamental en la evaluación del sistema de flujo. Es por ello que la Empresa decidió investigar el fenómeno y al inspeccionar las bombas detectan partes de las cestas de los filtros en la tubería de succión de las mismas, producto a un mal funcionamiento de estos en ese momento. Luego de ser detectado el problema de la cavitación de las bombas se repararon, limpiaron y se les dio mantenimiento a los filtros, los cuales actualmente no presentan problemas técnicos.

### 3.2. Evaluación de opciones técnico-operacionales para la mejora tecnológica

Luego de identificar el problema, evaluar el intercambiador de calor IE-205A y el sistema de bombeo se proponen tres opciones técnico-operacionales que incluyen dos modificaciones técnicas (alternativas) y dos variantes operacionales, las cuales permiten dar solución a las dificultades actuales, facilitar el mantenimiento y la proyección operacional ante posibles futuras averías. Las **alternativas técnicas (A)** son:

A<sub>1</sub>- Sustitución del Intercambiador averiado en el diseño original: Se propone sustituir el intercambiador IE-250A del área 1-1 para restablecer el funcionamiento del proceso según diseño original (anexo 1). Se realiza una revisión de los intercambiadores similares disponibles en los almacenes de la DTCM para evaluar y seleccionar aquel que satisface las condiciones técnico-operacionales requeridas por el sistema (transferencia de calor y datos de diseño).

A<sub>2</sub>- Esquema tecnológico con sistema de *bypass* en los intercambiadores: la sustitución del Intercambiador IE-250A del área 1-1, con la inclusión de un sistema de *bypass* para facilitar la operación de uno de los intercambiadores en caso de mantenimiento y/o avería del otro (anexo 7).

Las variantes operacionales corresponden a los caudales críticos de operación del sistema:

V<sub>1</sub>- Flujo mínimo de operación (600 m<sup>3</sup>/h)

V<sub>2</sub>- Flujo máximo de operación (1200 m<sup>3</sup>/h)

Las figuras 3.1 y 3.2 representan el esquema tecnológico de ambas alternativas.

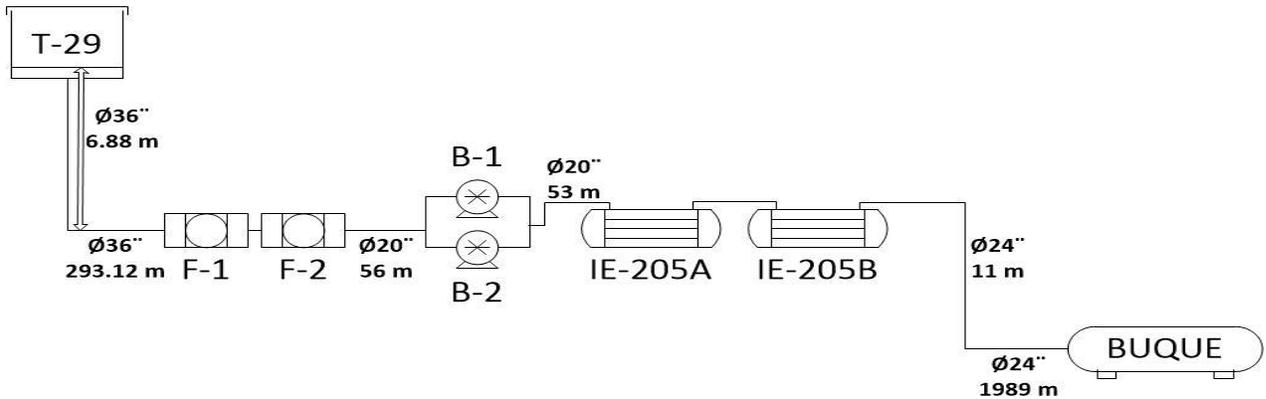


Figura 3.1. Diagrama del sistema de flujo para el esquema tecnológico original. Fuente:

Elaboración propia

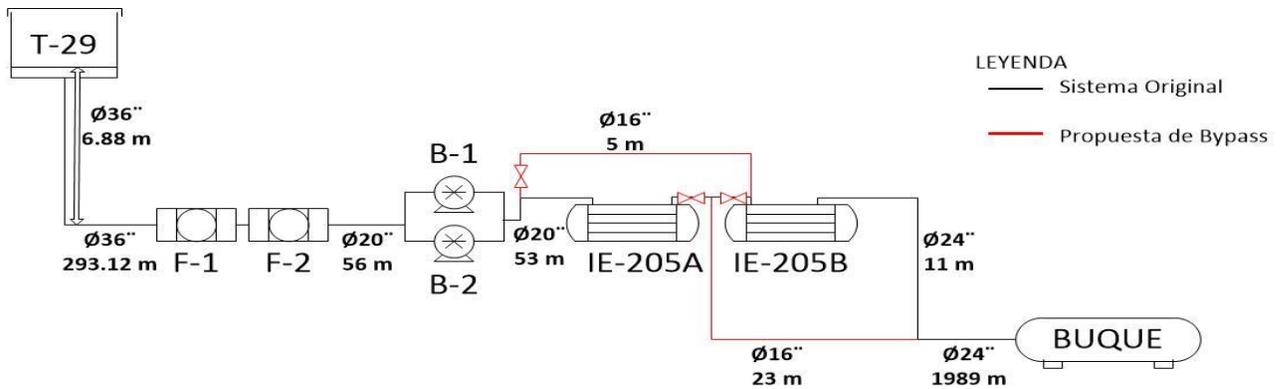


Figura 3.2. Diagrama del sistema de flujo para el esquema tecnológico con bypass. Fuente: Elaboración propia

Fuente: Elaboración propia

El cruce de variantes y alternativas conducen a la propuesta de tres opciones técnico-operacionales. En la tabla 3.4 se muestran los datos necesarios del sistema de flujo para todas las opciones.

Tabla 3.4 Datos necesarios del sistema de flujo

| <b>Variables</b>                                       | <b>Símbolos</b> | <b>U/M</b>        | <b>Valor</b> |
|--|-----------------|-------------------|--------------|
| Densidad del crudo                                     | $\rho$          | kg/m <sup>3</sup> | 999,4        |
| Viscosidad cinemática del crudo                        | $\nu$           | cSt               | 1400         |
| Aceleración de la gravedad                             | $g$             | m/s <sup>2</sup>  | 9,8          |
| Rugosidad Absoluta                                     | $e$             |                   | 0,0002       |
| Altura del nivel mínimo del tanque 29 hasta la succión | $z_1$           | m                 | 6,88         |
| Altura en la succión                                   | $z_2$           | m                 | 0            |
| Presión en el tanque 29                                | $P_1$           | Pa                | 101325       |
| Presión en el buque                                    | $P_2$           | Pa                | 101325       |
| Velocidad de fluido en el nivel del tanque 29          | $v_1$           | m/s               | 0            |
| Velocidad del fluido en el buque                       | $v_2$           | m/s               | 0            |
| Diferencia de altura desde el tanque hasta el buque    | $\Delta z$      | m                 | 17,88        |

Fuente: Elaboración propia

### 3.2.1. Evaluación de la factibilidad técnica-operacional de las opciones

#### 3.2.1.1. Evaluación de los sistemas de flujo

##### a) Opciones 1 y 2

Las opciones 1 y 2 responden al estudio de la alternativa técnica 1 con las dos variantes operacionales ( $A_1 V_1$  y  $A_1 V_2$ ) (figura 2.2).

Los diámetros y longitudes de tuberías para las opciones 1 y 2 coinciden con los datos de la tabla 3.2. En la tabla 3.5 se muestran los resultados de la evaluación del sistema de flujo para las opciones 1 y 2.

Como puede observarse todos los números de Reynolds calculados son inferiores a 2100, por lo que se considera régimen laminar según J. M. Rosabal y L. Garcell (2006), característico de este tipo de fluido.

La tabla anterior evidencia, además, que las mayores pérdidas por fricción para ambas opciones se encuentran en el tramo de descarga (T3+T4) con un total 29,72 m para la primera variante y 47,23 m para la segunda opción. Esto se debe a la presencia de un número mayor de accesorios en el tramo de la descarga, los cuales ocasionan pérdidas por fricción debido al cambio de dirección del flujo de forma total o parcial y a las pérdidas de fricción generadas por los equipos, en este caso los dos intercambiadores de calor, que aportan las mayores pérdidas en el sistema (14 m). Las mayores pérdidas por fricción se

alcanzan en la opción 2 (55,91 m) lo cual es lógico pues al manejar mayor flujo de operación este ofrece mayor resistencia y pérdidas en el sistema de flujo.

En el sistema se definen como accesorios: válvulas de compuerta abierta, codos de 45°, codos de 90°y ensanchamiento. Las cantidades y los coeficientes de resistencia locales ( $K_i$ ) (J. M. Rosabal y L. Garcell, 2006) para estos accesorios se muestran en la tabla 3.6.

Tabla 3.5 Datos y resultados del sistema de flujo para las opciones 1 y 2

| Variables                           | Símbolos                        | U/M               | O <sub>1</sub> - A <sub>1</sub> V <sub>1</sub> |         |          |         | O <sub>2</sub> - A <sub>1</sub> V <sub>2</sub> |         |          |         |
|-------------------------------------|---------------------------------|-------------------|--|---------|----------|---------|--|---------|----------|---------|
|                                     |                                 |                   | Succión  |         | Descarga |         | Succión  |         | Descarga |         |
|                                     |                                 |                   | T1   | T2      | T3       | T4      | T1   | T2      | T3       | T4      |
| Caudal                              | Q                               | m <sup>3</sup> /h | 600  | 600     | 600      | 600     | 1200   | 1200    | 1200     | 1200    |
| <b>Cálculos necesarios</b>          |                                 |                   |  |         |          |         |  |         |          |         |
| Velocidad                           | v <sub>1</sub> o v <sub>2</sub> | m/s               | 0,25   | 0,82    | 0,82     | 0,57    | 0,508  | 1,64    | 1,64     | 1,14    |
| Área                                | A                               | m <sup>2</sup>    | 0,655  | 0,20    | 0,20     | 0,29    | 0,650  | 0,20    | 0,20     | 0,29    |
| Número de Reynolds                  | Re                              |                   | 165,92   | 298,52  | 298,52   | 248,77  | 331,84   | 597,05  | 597,05   | 497,54  |
| Factor de fricción                  | f                               |                   | 0,38   | 0,21    | 0,21     | 0,25    | 0,19   | 0,10    | 0,10     | 0,12    |
| Rugosidad relativa                  | ε                               |                   | 0,00031  | 0,00039 | 0,00039  | 0,00032 | 0,00031  | 0,00039 | 0,00039  | 0,00032 |
| Coefficiente de energía cinética    | α <sub>1</sub> o α <sub>2</sub> |                   | 2  | 2       | 2        | 2       | 2  | 2       | 2        | 2       |
| Pérdidas por fricción en tuberías   | hf <sub>tub</sub>               | m                 | 0,48   | 0,81    | 0,77     | 14,05   |  | 1,63    | 1,54     | 28,11   |
| Pérdidas por fricción en accesorios | hf <sub>acc</sub>               | m                 | 0,025  | 0,031   | 0,06     | 0,824   | 0,1  | 0,12    | 0,27     | 3,29    |
| Pérdidas por fricción en equipos    | hf <sub>eq</sub>                | m                 | 6  | 0       | 0        | 14      | 6  | 0       | 0        | 14      |
| Pérdidas por fricción totales       | hf <sub>tot</sub>               | m                 | 6,44   | 0,84    | 0,84     | 28,88   | 6,93   | 1,75    | 1,82     | 45,41   |
| 37                                  |                                 |                   |  |         |          |         | 55,91  |         |          |         |

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.6 Accesorios para la evaluación del sistema de flujo las opciones 1 y 2

| Tipos                         | Succión  |      |          |      | Descarga |      |          |      |
|-------------------------------|----------|------|----------|------|----------|------|----------|------|
|                               | T1       |      | T2       |      | T3       |      | T4       |      |
|                               | Cantidad | Ki   | Cantidad | Ki   | Cantidad | Ki   | Cantidad | Ki   |
| Codos de 90 <sup>0</sup>      | 9        | 0,75 | 1        | 0,75 | 2        | 0,75 | 60       | 0,75 |
| Válvulas de compuerta abierta | 6        | 0,17 | 1        | 0,17 | 1        | 0,17 | 12       | 0,17 |
| Codos de 45 <sup>0</sup>      |          |      |          |      |          |      | 7        | 0,35 |
| Ensanchamiento                |          |      |          |      | 1        | 0,34 |          |      |

Fuente: Elaboración propia

### b) Opción 3

La opción 3 responde al estudio de la alternativa técnica 2 con la variante operacional 1 (A<sub>2</sub> V<sub>1</sub>) (figura 2.2)

En esta opción se incluye un tramo nuevo en la descarga, el cual refleja el *bypass* propuesto de la alternativa 2. En la tabla 3.7 aparecen adicionados los diámetros y longitudes de las tuberías de este nuevo tramo (T5).

Tabla 3.7 Diámetro y longitudes de tuberías por tramo para la opción 3

| Tramo    |    | Diámetro         | Longitud | Descripción del tramo   |
|----------|----|------------------|----------|---|
| Succión  | T1 | 36 plg (0,914 m) | 300 m    | Del tanque 29 a la entrada de los filtros                       |
|          | T2 | 20 plg (0,508 m) | 56 m     | De la salida de los filtros a la succión de la bomba            |
| Descarga | T3 | 20 plg (0,508 m) | 53 m     | De la descarga de la bomba a la entrada de los intercambiadores |
|          | T5 | 16 plg (0,406 m) | 28 m     | <i>Bypass</i>   |
|          | T4 | 24 plg (0,609 m) | 2000 m   | De la salida de los intercambiadores a los Buques               |

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 3.8 se muestran los resultados obtenidos de la evaluación del sistema de flujo para la opción 3. En el sistema se definen como accesorios: válvulas de compuerta abierta, codos de 45°, codos de 90° y ensanchamiento. Las cantidades y los coeficientes de resistencia locales (K<sub>i</sub>) (J. M. Rosabal y L. Garcell, 2006) para estos accesorios se muestran en la tabla 3.9.

La tabla 3.8 refleja, que las mayores pérdidas por fricción se encuentran en el tramo de descarga coincidiendo con lo analizado en las opciones 1 y 2 (tabla 3.5) con un total de 23,83 m de pérdida de carga como consecuencia de la presencia de un nuevo tramo de descarga (T5) con un número mayor de accesorios agregados, los cuales ocasionan pérdidas por fricción debido al cambio de dirección del flujo, unido a las pérdidas que generan los equipos, en este caso solo un intercambiador de calor ocasiona pérdidas por fricción debido a la caída de presión que sufre el fluido al transitar por dicho equipo (Flynn *et al.*, 2019).

Tabla 3.8 Datos y resultados del sistema de flujo para la opción 3

| Variables                           | Símbolos                | U/M               | $A_1V_1$ |         |          |         |         |
|-------------------------------------|-------------------------|-------------------|----------|---------|----------|---------|---------|
|                                     |                         |                   | Succión  |         | Descarga |         |         |
|                                     |                         |                   | T1       | T2      | T3       | T5      | T4      |
| Caudal                              | Q                       | m <sup>3</sup> /h | 600      | 600     | 600      | 600     | 600     |
| <b>Cálculos necesarios</b>          |                         |                   |          |         |          |         |         |
| Velocidad                           | $v_1$ o $v_2$           | m/s               | 0,25     | 0,82    | 0,82     | 1,28    | 0,57    |
| Área                                | A                       | m <sup>2</sup>    | 0,655    | 0,20    | 0,20     | 0,12    | 0,29    |
| Número de Reynolds                  | Re                      |                   | 165,92   | 298,52  | 298,52   | 373,16  | 248,77  |
| Factor de fricción                  | f                       |                   | 0,38     | 0,21    | 0,21     | 0,17    | 0,25    |
| Rugosidad relativa                  | $\epsilon$              |                   | 0,00031  | 0,00039 | 0,00039  | 0,00049 | 0,00032 |
| Coeficiente de energía cinética     | $\alpha_1$ o $\alpha_2$ |                   | 2        | 2       | 2        | 2       | 2       |
| Pérdidas por fricción en tuberías   | $hf_{tub}$              | m                 | 0,41     | 0,81    | 0,77     | 0,99    | 14,05   |
| Pérdidas por fricción en accesorios | $hf_{acc}$              | m                 | 0,025    | 0,03    | 0,069    | 0,106   | 0,82    |
| Pérdidas por fricción en equipos    | $hf_{eq}$               | m                 | 6        | 0       | 0        | 0       | 7       |
| Pérdidas por fricción totales       | $hf_{tot}$              | m                 | 6,44     | 0,84    | 0,84     | 1,10    | 21,88   |
|                                     |                         |                   | 31,10    |         |          |         |         |

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.9 Accesorios para la evaluación del sistema de flujo para la opción 3

| Tipos                         | Succión  |      |          |      | Descarga |      |          |      |          |      |
|-------------------------------|----------|------|----------|------|----------|------|----------|------|----------|------|
|                               | T36"     |      | T20"     |      | T20"     |      | T16"     |      | T24"     |      |
|                               | Cantidad | Ki   |
| Codos de 90°                  | 9        | 0,75 | 1        | 0,75 | 2        | 0,75 | 1        | 0,75 | 60       | 0,75 |
| Válvulas de compuerta abierta | 6        | 0,17 | 1        | 0,17 | 1        | 0,17 | 3        | 0,17 | 12       | 0,17 |
| Codos de 45°                  |          |      |          |      |          |      |          |      | 7        | 0,35 |
| Ensanchamiento                |          |      |          |      | 1        | 0,34 |          |      |          |      |

Fuente: Elaboración propia

## Evaluación técnica-operacional de las opciones

En la tabla 3.10 se muestra el resumen de los resultados obtenidos en la evaluación del sistema de flujo para las tres opciones propuestas.

Tabla 3.10 Resultados de la evaluación del sistema de flujo para las opciones

| Variables          | Símbolos          | U/M | O <sub>1</sub>                | O <sub>2</sub>                | O <sub>3</sub>                |
|--------------------|-------------------|-----|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|
|                    |                   |     | A <sub>1</sub> V <sub>2</sub> | A <sub>1</sub> V <sub>1</sub> | A <sub>2</sub> V <sub>1</sub> |
| Presión de succión | Ps                | Pa  | 83 536,62                     | 97 302,17                     | 96 625,71                     |
| Presión de vapor   | Pv                | Pa  | 23437,89                      | 23437,89                      | 23437,89                      |
| NPSH del sistema   | NPSH              | m   | 6,13                          | 7,54                          | 7,47                          |
| NPSH de la bomba   | NPSH <sub>b</sub> | m   | 4,3                           | 4,3                           | 4,3                           |
| Carga del sistema  | H                 | m   | 19,14                         | 38,28                         | 33,93                         |
| Carga de la bomba  | H <sub>b</sub>    | m   | 100                           | 100                           | 100                           |

Fuente: Datos de chapa de la bomba (Ruiz, 2019)

La tabla anterior evidencia que, para las tres opciones, la presión de succión es mayor que la presión de vapor del crudo a 30 °C por lo que se obtiene una Carga Neta de Succión del sistema positiva para todas las opciones.

En todos los casos la Carga Neta de Succión Positiva del sistema (NPSH) es mayor que la Carga Neta de la bomba (NPSH<sub>b</sub>).

Partiendo de que las bombas evaluadas son iguales y se encuentran instaladas en paralelo, al aplicar el balance de energía mecánica la carga requerida por el sistema para la opción 2 es el doble de la carga de la opción 1. Como la opción 1 se evalúa para cuando el sistema está trabajando con flujo mínimo (600 m<sup>3</sup>/h), solo es necesario el empleo de una bomba y como resultado se obtiene que el sistema requiera una carga de 19,14 m. Sin embargo, en la opción 2 se alcanza un valor superior de carga requerida por el sistema (38,28 m), debido a que esta opción se evaluó para trabajar con un flujo mayor (máximo, 1200 m<sup>3</sup>/h) y por tanto se hace necesario que para estas condiciones estén trabajando ambas bombas.

De las tres opciones la que requiere mayor carga para el sistema, NPSH y presión de succión de la bomba es la opción 2, debido a que es la alternativa que trabaja con el mayor flujo y con las dos bombas instaladas por tanto necesita un mayor trabajo para satisfacer los requerimientos de bombeo.

En todos los casos:

- La Carga Neta de Succión Positiva del sistema (NPSH) es positiva y mayor que la Carga Neta de la bomba (NPSH<sub>b</sub>).
- La carga de la bomba (100 m) supera la carga requerida por el sistema (H) obtenida de los balances de energía mecánica.
- Los flujos de operación empleados para la evaluación son los que reporta el catálogo de las bombas instaladas, por tanto, se parte de que se cumple el criterio del flujo.

Luego de analizar los resultados de la evaluación del sistema de flujo se puede concluir que el sistema evaluado para todas las opciones posibles a operar en la propuesta de mejora, cumple con los requerimientos técnicos operacionales para ser implementados en la planta.

### **3.2.1.2. Evaluación de la adaptabilidad del intercambiador de calor a instalar**

Como parte de la propuesta de todas las alternativas, está la sustitución del intercambiador IE-205A por otro intercambiador similar. Con el objetivo de disminuir los costos de inversión se propone utilizar para ello un Intercambiador de calor de tubo y coraza existente en el almacén de la Empresa cuyas características son las siguientes:

Intercambiador de calor de tubo y coraza con un paso por los tubos y 1 por la coraza

Número de tubos: 500

Diámetro de la coraza: 1,16 m

Diámetro de los tubos: 0,014 m

Longitud de los tubos: 1,99 m

Área de transferencia de calor existente: 236,84 m<sup>2</sup>

A continuación, se presentan en la tabla 3.11 los datos y resultados obtenidos de la evaluación del intercambiador para las opciones 1 y 2, siguiendo la metodología propuesta en el epígrafe 2.4.2 del capítulo 2.

Tabla 3.11 Resultados de la evaluación del intercambiador las opciones 1 y 2

| Variable  | Símbolo                 | Magnitud                                       |  | U/M SI                          |
|---|-------------------------|--|--|---------------------------------|
|   |                         | O <sub>1</sub> - A <sub>1</sub> V <sub>1</sub> | O <sub>2</sub> - A <sub>1</sub> V <sub>2</sub> |                                 |
| <b>Fluido por la coraza (frío)</b>                    |                         | <b>petróleo crudo</b>                          |  |                                 |
| Flujo de crudo  | w                       | 1 322 206,2                                    | 2 644 412,4                                    | lb/h                            |
| Temperatura inicial del crudo                         | t <sub>1</sub>          | 113  | 113  | °F                              |
| Temperatura final del crudo                           | t <sub>2</sub>          | 131  | 131  | °F                              |
| <b>Fluido por los tubos (caliente)</b>                |                         | <b>vapor saturado</b>                          |  |                                 |
| Presión de vapor                                      | P                       | 49,78  | 49,78  | lbf/plg <sup>2</sup>            |
| Temperatura de saturación del vapor                   | T                       | 281,01   | 281,01   | °F                              |
| Media logarítmica de la diferencia de temperatura     | LMTD                    | 158,84   | 158,84   | °F                              |
| Calor absorbido por el crudo                          | Q                       | 11 185 864,45                                  | 22 371 728,9                                   | Btu/h                           |
| Flujo de vapor requerido                              | W                       | 1 2103,68                                      | 2 4207,37                                      | lb/h                            |
| Área de transferencia de calor                        | A                       | 2549,34  | 2 549,34                                       | pie <sup>2</sup>                |
| Coeficiente total limpio de transferencia de calor    | U <sub>C</sub>          | 89,46  | 89,46  | Btu/(h)(pie <sup>2</sup> )( oF) |
| Coeficiente total de diseño de transferencia de calor | U <sub>D</sub>          | 27,62  | 55,24  | Btu/(h)(pie <sup>2</sup> )( oF) |
| Factor de obstrucción calculado                       | R <sub>dc</sub>         | 0,025  | 0,006  | (h)(pie <sup>2</sup> )( oF)/Btu |
| Factor de obstrucción permitido                       | R <sub>dpermitido</sub> | 0,003  | 0,003  | (h)(pie <sup>2</sup> )( oF)/Btu |
| Caída de presión total por los tubos                  | ΔP <sub>fT</sub>        | 1,65   | 6,62   | lbf/plg <sup>2</sup>            |
| Caída de presión total por la coraza                  | ΔP <sub>S</sub>         | 0,058  | 0,23   | lbf/plg <sup>2</sup>            |

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 3.11 se parte de la premisa que el intercambiador a instalar cumple el requerimiento de la diferencia de temperatura del crudo (10 °C) (Ruiz, 2019). En ambas opciones el intercambiador funciona adecuadamente de acuerdo con los requisitos técnicos, pues el coeficiente total limpio de transferencia de calor excede al coeficiente total de diseño; por lo que el factor de obstrucción calculado es mayor que el factor de obstrucción requerido y la caída de presión para ambas corrientes es menor que la permitida (10 lb/pulg<sup>2</sup>) (Flynn *et al.*, 2019).

Como se cumplen las condiciones de significación según Flynn *et al.* (2019) en la determinación de la adaptabilidad del intercambiador en existencia para su nuevo uso, este equipo se considera apropiado para ser empleado bajo las condiciones del proceso para las que ha sido evaluado.

### 3.3. Evaluación energética de alternativas

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 del intercambiador de calor que se encontraba en mal estado (IE-205A) y el consumo de vapor del intercambiador a adaptar como propuesta. La tabla 3.12 refleja los datos y resultados para la evaluación energética de los mismos.

La tabla 3.12 evidencia el mal funcionamiento del intercambiador que se encontraba instalado (IE-205A) debido a que los mayores valores de calor absorbido por el crudo en el rango de operación (600 m<sup>3</sup>/h a 1200 m<sup>3</sup>/h) se obtienen en la propuesta de mejora, lo cual evidencia que se satisface el calentamiento que requiere el crudo para su trasiego hasta los Buques- Tanques, disminuye la contaminación del condensado y los gastos por sobreestadía en el puerto.

Tabla 3.12 Datos y resultados para la evaluación energética del intercambiador antes de la propuesta y después de la propuesta

| Variable                      | Símbolo     | U/M      | Antes de la propuesta          |                               | Después de la propuesta        |                               |
|-------------------------------|-------------|----------|--------------------------------|-------------------------------|--------------------------------|-------------------------------|
|                               |             |          | Flujo (1200 m <sup>3</sup> /h) | Flujo (600 m <sup>3</sup> /h) | Flujo (1200 m <sup>3</sup> /h) | Flujo (600 m <sup>3</sup> /h) |
| Flujo de vapor                | W           | kg/h     | 3 293,52                       | 2 195,68                      | 10 978,4                       | 5 489,20                      |
| Flujo de crudo                | w           | kg/h     | 1 199 280                      | 599 640                       | 1 199 280                      | 599 640                       |
| Calor latente de condensación | $\lambda_c$ | kJ/kg    | 2156,39                        |                               |                                |                               |
| Calor específico              | Cp          | kJ/kg °C | 1,97                           |                               |                                |                               |

|                                     |            |                    |              |             |               |               |
|-------------------------------------|------------|--------------------|--------------|-------------|---------------|---------------|
| del crudo                           |            |                    |              |             |               |               |
| Diferencia de temperatura del crudo | $\Delta t$ | $^{\circ}\text{C}$ | 3            | 4           | 10            | 10            |
| Calor cedido por el vapor           | $Q_{ced}$  | $\text{kJ/h}$      | 7 102 113,59 | 4 734 742,4 | 23 673 711,97 | 11 836 855,98 |
| Calor absorbido por el crudo        | $Q_{abs}$  | $\text{kJ/h}$      | 7 087 744,8  | 4 725 163,2 | 23 625 816    | 11 812 908    |

Fuente: Elaboración propia

Luego de este análisis se hace necesario comparar el consumo de vapor teórico calculado para los dos intercambiadores instalados según diseño original después de la sustitución del IE-205A por el nuevo intercambiador que se encuentra en el almacén de la DTCM, con la capacidad de producción de los generadores de vapor instalados. En la tabla 3.13 se muestran los resultados del consumo de vapor por áreas de la DTCM.

La tabla 3.13 arroja como resultado que el consumo de vapor de todos los equipos de las diferentes áreas excede en 15 t/h a la capacidad de vapor generada por la caldera instalada (32 t/h). Esto ocurre si las áreas y equipos funcionan simultáneamente, sin embargo la realidad es que no todas trabajan con ciclo continuo, por lo que se espera que cuando no ocurra la simultaneidad de las operaciones, la caldera satisfaga las necesidades del consumo de vapor en la Empresa, lo que quedó demostrado por Vera (2013). Ante esta situación, se creó una estrategia de trabajo que atendiendo a la cantidad de consumidores se establecen las siguientes prioridades para controlar el consumo de vapor:

1. Cuando hay carga de buques tanques hay que poner en funcionamiento las dos calderas.
2. Si hay dos calderas funcionando y no es suficiente el vapor, se cierra el suministro de vapor a los tanques.
3. Se para el bombeo a la CTE Antonio Guiteras.
4. Nunca se debe parar el bombeo a la CTE Santa Cruz por la distancia que tiene que recorrer el crudo y por el estado técnico del oleoducto.

En estos momentos la División ha valorado la adquisición de una tercera caldera para garantizar el calentamiento y que sirva de repuesto en caso de averías o mantenimiento de las otras dos.

Tabla 3.13 Resultados del consumo de vapor por áreas de la DTCM

|                     |                     | Consumo de vapor (t/h)  |
|---------------------|---------------------|-------------------------|
| Área                | Equipo              | Después de la propuesta |
| Área 1-1 (1 bomba)* | IE-205 A e IE-205 B | 10,97                   |

|                                  |                                 |       |
|----------------------------------|---------------------------------|-------|
| Área 1-1 (2 bombas)*             | IE-205 A e IE-205 B             | 21,95 |
| Área 1-2                         | Tanques 27, 28 y 29             | 5,43  |
| Área 2-1                         | IE-Guiteras                     | 2,46  |
| Área 2-1                         | IE-Santa Cruz (caudal pleno)    | 3,28  |
| Área 2-1                         | IE-Santa Cruz (caudal reducido) | 1,23  |
| Área 3                           | IE-150 A e IE-150 B             | 2,74  |
| Área 4                           | IE-400 A, IE-400 B e IE-400 C   | 3,65  |
| Área 4                           | IE-117                          | 0     |
| Área 4                           | Tanques 33, 34, 35, 36 y 37     | 6,36  |
| Total calculado                  |                                 | 47,1  |
| Capacidad del generador de vapor |                                 | 32    |

Fuente: (Vera, 2013)

\*- calculadas por el autor

### 3.4. Evaluación económica de alternativas

Teniendo en cuenta que las modificaciones propuestas requieren de inversiones para la adquisición de tuberías y accesorios, se realiza un análisis de factibilidad económica de la inversión a partir del Método Beneficio-Costo (B/C) descrito en el epígrafe 2.6 del capítulo 2.

Los beneficios de las propuestas se traducen en evaluar las ganancias que cada alternativa aporta a la DTCM. Los costos fijos y variables relacionados con el cálculo de la ganancia se muestran en la tabla 3.14 y el valor de la producción se evidencia en la tabla 3.15.

Tabla 3.14 Relación de costos fijos y costos variables de la DTCM para el 2020

| Concepto           | Costos (\$)   | Tipo de costo |
|--------------------|---------------|---------------|
| Materiales         | 16 034 673,37 | CV            |
| Combustible        | 3 391 901,7   | CV            |
| Energía            | 239 779,2     | CV            |
| Salario            | 2 036 747     | CF            |
| Seguridad Social   | 23 781,08     | CF            |
| Amortización       | 250 936       | CF            |
| Mantenimiento      | 886 916       | CV            |
| Servicios          | 3 207 319     | CV            |
| Otros gastos       | 2 365 323     | CV            |
| Atención al hombre | 29 456        | CF            |
| Total              | 28 466 832    |               |

Fuente: (DCTM, 2020)

Tabla 3.15 Datos y resultados del valor de la producción para el 2020

| <b>Elementos</b>                        | <b>Valor</b> |
|---|--------------|
| Volumen de producción (m <sup>3</sup> ) | 207 959,56   |
| Venta (pup) (\$/ m <sup>3</sup> )       | 250          |
| Valor de la producción (\$)             | 51 989 891   |

Fuente: (DCTM, 2020)

Teniendo en cuenta los datos mostrados en las tablas anteriores (3.14 y 3.15) se calculó la ganancia de las alternativas a partir de la ecuación 2.43 y se obtuvo como resultado un valor de 23 523 058,65 \$/año, lo que evidencia que el proceso alcanza ganancias positivas y es rentable.

Los costos de la propuesta son aquellos en los que se incurren por concepto de amortización, que a su vez se encuentran asociados a la inversión.

La inversión se obtuvo a partir del costo de adquisición del equipamiento necesario para poner en práctica las propuestas, sin tener en cuenta los costos de instalación y montaje ya que el mismo se lleva a cabo por la brigada de mantenimiento de la empresa, tampoco se considera el costo de equipos como el intercambiador de calor sustituido, pues la empresa no invierte en su compra ya que cuenta con él en su almacén.

Es por esto que solo se tiene en cuenta la inversión del *bypass* con sus costos por tuberías y accesorios pues no se tienen en cuenta los costos asociados a instrumentos de medición.

El monto total de la inversión se describe en la tabla 3.16.

Tabla 3.16 Gastos de la inversión del *bypass* (tuberías y accesorios)

| <b>Elementos</b>                                | <b>Unidad de medida</b> | <b>Cantidad (UM)</b> | <b>Costo unitario (\$/UM)</b> | <b>Costo total (\$)</b> |
|---|-------------------------|----------------------|-------------------------------|-------------------------|
| Válvula de compuerta abierta de 16"             | u                       | 3                    | 872,42                        | 704,52                  |
| Codo de 90° estándar                            | u                       | 3                    | 234,84                        | 2 617,26                |
| Tuberías de acero al carbono de 16" de diámetro | m                       | 28                   | 154,69                        | 4 331,32                |
| Costo total de adquisición o inversión          |                         |                      |                               | 7 653,1                 |

Fuente: (DCTM, 2020)

El costo total de la inversión es de \$ 7 653,1. Se selecciona diez años de vida útil para la propuesta de inversión del *bypass* pues según Ulrich (1992) es el tiempo adecuado para estimaciones preliminares en Plantas o Procesos Químicos.

Se obtiene a partir de la ecuación 2.45 que la amortización para la inversión es de 765,31 \$/año.

Se obtiene una relación beneficio-costos (B/C) de 30 736, 64, mayor que uno; por lo que el proyecto de inversión puede ser considerado económicamente factible.

### 3.5. Valoración del impacto de las afectaciones ambientales

Siguiendo la metodología descrita en el epígrafe 2.7 del capítulo 2 se elaboró la Matriz de Importancia que se muestra en la tabla 3.17, donde se reflejan los diferentes impactos provocados por la acción sobre los factores del medio.

La asignación de los parámetros de la Matriz de Importancia fueron definidos por criterio de los expertos de la DTCM.

Tabla 3.17 Importancia de los efectos (Matriz de Importancia)

| Problema           | Componentes | Parámetros de la matriz |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |           |
|--------------------|-------------|-------------------------|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|-----------|
|                    |             | N                       | In | EX | MO | PE | RV | SI | AC | EF | PR | MC | I         |
| Avería del IE-205A | Atmósfera   | -                       | 2  | 4  | 4  | 2  | 1  | 2  | 4  | 4  | 4  | 2  | <b>29</b> |
|                    | Agua        | -                       | 2  | 2  | 4  | 2  | 4  | 2  | 4  | 4  | 4  | 8  | <b>36</b> |
|                    | Suelo       | -                       | 4  | 2  | 4  | 4  | 4  | 4  | 4  | 4  | 4  | 8  | <b>52</b> |

Fuente: Elaboración propia

Debido a la contaminación del condensado con el crudo y su derrame a la zanja los componentes medioambientales afectados son: la atmósfera, el agua y el suelo.

Según los parámetros de la matriz la atmósfera y el agua presentan un impacto ambiental moderado, mientras que el suelo sufre de un severo impacto ambiental como consecuencia del vertimiento del condensado mezclado con crudo directamente sobre él. Tal situación a largo plazo producto a las infiltraciones de combustible en el suelo puede provocar contaminación en el manto freático y afectaciones en la flora y fauna del lugar.

### 3.6. Conclusiones parciales

- En el diagnóstico inicial se detectan, que los problemas técnico-operacionales estaban relacionados con la cavitación de las bombas producto a una obstrucción en la tubería de

succión de las mismas y con el inadecuado calentamiento del crudo en el intercambiador IE-205A, pues no se lograba la diferencia de temperatura requerida por la Empresa.

- Se proponen dos alternativas para la mejora técnica-operacional del área 1-1: Esquema tecnológico original con la sustitución del intercambiador IE-205A y Esquema tecnológico con *bypass*.
- La evaluación del sistema de flujo de ambas alternativas arroja como resultado que el sistema cumple con los requerimientos técnicos-operacionales para ser implementados en la planta y demuestra que el intercambiador en existencia para su nuevo uso, se considera apropiado para ser empleado bajo las condiciones del proceso para las que ha sido evaluado.
- El consumo de vapor de todos los equipos de las diferentes áreas operando simultáneamente excede en 15 t/h a la capacidad de generación de vapor de la empresa.
- La relación beneficio-costos (B/C) de 30 736, 64, es mayor que uno; por lo que el proyecto de inversión del *bypass* puede ser considerado económicamente factible.
- Los componentes medioambientales más afectados en el área 1-1 son: el suelo, la atmósfera y al agua siendo el primero el que sufre de un severo impacto.

## CONCLUSIONES

- La propuesta y evaluación de las opciones técnicas en el área 1-1 permitió solventar los problemas detectados en el diagnóstico, por lo que queda demostrada la hipótesis.
- El diagnóstico reveló que el sistema de bombeo del área 1-1 se encontraba cavitando producto a una obstrucción de la tubería de succión de la bomba por restos de cesta de los filtros como consecuencia del mal funcionamiento de los mismos y que el intercambiador IE-205A no lograba la diferencia de temperatura requerida por la Empresa para el calentamiento del crudo producto a la perforación de los tubos, por lo que se mezclaba el condensado con el crudo.
- Ante las condiciones actuales que presentaba el sistema se propuso dos alternativas para la mejora técnica-operacional del área 1-1 con sus respectivas opciones: Esquema tecnológico original con la sustitución del intercambiador IE-205A y Esquema tecnológico con *bypass*.
- El resultado de la evaluación de las alternativas propuestas demostró que el sistema de bombeo analizado para ambas satisface los requerimientos operacionales para las opciones propuestas, pues cumplen con los requisitos de diseño para su implementación (NPSH, Hb y q) y comprobó que el intercambiador en existencia para su nuevo uso, cumple con la diferencia de temperatura de operación (10 °C); por lo que puede ser empleado en el proceso.
- Se evaluó la adaptabilidad del intercambiador en existencia para su nuevo uso, y se demostró que para la diferencia de temperatura de operación (10 °C) puede ser empleado en el proceso.
- Si las áreas de la Empresa operaran simultáneamente, la capacidad de la caldera no satisface el consumo de vapor de todos los equipos pues este excede en 15 t/h la capacidad de generación de vapor, aunque la realidad es que no todas las operaciones son de ciclo continuo.
- Las propuestas de las alternativas reportan ganancias positivas de 23 523 058,65 \$/año y una relación beneficio-costos (B/C) positiva de 30 736,64; por lo que el proyecto de inversión puede ser considerado económicamente factible.
- Los componentes medioambientales más afectados por la contaminación del condensado con el crudo como consecuencia de la avería del intercambiador IE-205A en el área 1-1 son: la atmósfera y el agua con un impacto ambiental moderado y el suelo con un severo impacto ambiental.

## **RECOMENDACIONES**

1. Presentar a la Dirección de la División Territorial de Combustibles de Matanzas las tres opciones de las alternativas propuestas para su implementación en función de las necesidades técnica-operacionales del área 1-1.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Algel, K., y Boduszynski, M. (2000). *Composition and Analyses of Heavy Petroleum Fractions*. Marcel Dekker.
- Balaji, C., Srinivasan, B., y Gedupudi, S. (2021). *Heat transfer engineering: fundamentals and techniques*. Academic Press.
- Barker, C., Robbins, W., Hsu, C., y Drew, L. (2005). *Petroleum*. 42. Retrieved 20/1/2021, from <http://www.scielo.org.co>.
- Bergman, T. L., y Lavine, A. S. (2021). *Incropera's fundamentals of heat and mass transfer* (9th ed.). John Wiley & Sons.
- Boigues, V. B., y Jover, V. M. (2019). *Análisis del Transporte Marítimo de CPP y estudio de un caso específico* [Tesis de Grado, Facultad Náutica de Barcelona-UPC]. España.
- Cabanzón, J. (2018). *Diseño y cálculo de un intercambiador de calor* [Trabajo Fin de Grado en opción al título de Graduado en Ingeniería en Tecnologías Industriales, Universidad de Cantabria]. Cantabria.
- Carrasco, A. (2012). *Simulación del proceso de facilidades de producción de petróleo del Campo Villano, bloque 10* [Trabajo de Graduación, para la obtención del título de Ingeniero Químico, Universidad Central de Ecuador]. Quito, Ecuador.
- Charry, D. A. D. (2020). *Tratamiento de crudos pesados por sonicación con el uso de iniciadores radicalarios* [Tesis de Grado, Universidad Nacional de Colombia]. Bogotá, Colombia.
- Coker, K. (2018). *Characterization of Petroleum and Petroleum Fractions. I*, 31-62. Retrieved 12/2/2021, from
- Conesa, F. V. (1997). *Instrumento de la Gestión Ambiental en la Empresa*. 541.
- Coronado, A. R. (2016). *Sistema de Bombeo en la Industria Petrolera*. Retrieved 20 de marzo from <https://www.prezi.com>

- Cortés, C. (2017). *Técnicas para mejorar el transporte de crudos pesados por oleoductos* [Trabajo final en obtención al título de Ingeniero en Geología y Petróleos, Escuela Politécnica Nacional]. Quito, Ecuador.
- Cuellar, J. A. C. (2016). *Intercambiadores de Calor*. UIS Málaga.
- DCTM. (2020). Ficha de costo.
- Drozdova, S., y Rosenberg, E. (2020). Petroleum: Hydrocarbon Contamination. En *Managing Air Quality and Energy Systems* (pp. 21-45). CRC Press.
- Flynn, A. M., Akashige, T., y Theodore, L. (2019). *Kern's process heat transfer*. John Wiley & Sons.
- García, E., y Morato, A. (2018). *Geología del Petróleo*. Ed. UPSE.
- Gemina. (2015). Catálogo General. Procesos Alimentarios S.L. Servicios, Maquinarias e Industrias
- Ghosh, T. K. (2021). *Fluid properties, theory, estimation, experiment, and data. Application in heat transfer process* (2nd ed.). Springer.
- González, J. (2016). Clasificación del petróleo según su contenido de azufre. Retrieved 20/3/2021, from <https://www.venelogia.com/archivos/9622>
- Holman, J. (1999). *Transferencia de calor*. Compañía Editorial Continental, S.A. de C.V.
- Hsu, C. S., y Robinson, P. R. (2019). Classification and Characterization. En *Petroleum Science and Technology* (pp. 57-64). Springer.
- Imbert, J., y Guillén, R. (2011). *Evaluación de un recuperador de calor en una industria frigorífica* [Universidad de Oriente]. Cuba.
- Incropera, y DeWitt. (2011). *Fundamentals of Heat and Mass Transfer* (Séptima Edición ed.). Editorial Prentice Hall.
- Isachenko, V. (1979). *Transmisión de calor* (Vol. Tomo I). Editorial Pueblo y Educación.

- Kaewku, C., Promkotra, S., y Kangsadan, T. J. E. P. (2018). Mathematical model of viscous petroleum fluid for consequential migration in porous solid. *144*, 143-149.
- Karassik, I. (2001). *Pump Handbook* (McGraw-Hill, Ed. Tercera Edición ed.).
- Keter, S. K. (2019). *Strategic Factors Influencing Transport and Distribution of Petroleum Products in Kenya: A Case Study of Kenya Pipeline Company* [KABARAK UNIVERSITY].
- Martín, E. M., Martínez, L. A., y Apodaca, F. D. R. (2016). Crude Oil Emulsification for Pipeline Transportation. *Ingeniería, Investigación y Tecnología*, *17*, 395-403.
- Martínez, D. (2020). *Propuesta de procedimiento para la evaluación y mejora técnica-operacional de los equipos de la Estación 1-1, correspondiente a la Estación de Bombeo, de la División Territorial de Combustible de Matanzas* [Trabajo de Diploma, Universidad de Matanzas]. Matanzas, Cuba.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., y Harriott, P. (1988). *Operaciones unitarias en Ingeniería Química*. Editorial McGraw Hill.
- Muñoz, A. (2011). *Innovación tecnológica en sistemas de bombeo para fluidos de alta viscosidad* [Tesis presentada en opción al Título de Master en Ciencias en Ingeniería Mecánica, Escuela Superior de Ingeniería Mecánica y Eléctrica]. Unidad Zacatenco. México.  
<http://redalyc.uaemex.mx>
- Navas, M. (2016). Tipos de petróleo crudo según grado API. Retrieved 20/3/2021, from <https://www.venologia.com/archivos/9589>
- Palou, M. (2011). Transportation of heavy and extra-heavy crude oil by pipeline: a review. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 274-282.
- Pavlov, K. (1981). *Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en Tecnología Química*.
- PEMEX, P. M., y CANACINTRA, C. N. d. I. I. d. T. (2018). *Estudio Sectorial: Bombas utilizadas por la Industria Petrolera*.

- Peralta, F., Blanco, D., Reina, F., y Mantilla, E. (2017). Transporte de crudo pesado por oleoducto usando el método de dilución: Un enfoque práctico para modelar la caída de presión y la precipitación de asfaltenos. *El reventón energético*, 15 (2), 7-9.  
<https://doi.org/http://dx.doi.org/10.18273/revfue.v15n2-2017001>
- Perry, R. (1999). *Chemical Engineer's Handbook*. Editorial McGraw-Hil.
- Pino, A. C. d., y Mur, R. G. (2014). *Proceso de refinación del petróleo para la obtención de combustibles marinos* [Tesis de Grado, Facultad Náutica de Barcelona-UPC]. España.
- Quiñones, P. A. L. (2016). *Tratamiento químico del petróleo crudo que se transporta a través del Oleoducto Norperuano* [Tesis de Grado, Universidad Nacional Mayor de San Marcos]. Lima, Perú.
- Riveiro, C. (2004). *Software Viscosidad y Mezcla*. In Unión CUPET.
- Rodríguez, N., Ochoa, H., Barnés, J., Aguilar, E., y Beltrán, J. (2017). *Estudio de la Calidad de los Combustibles Fósiles y su Impacto en el Medio Ambiente* Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos]. México.
- Rodríguez, T. (2005). *El mantenimiento predictivo con enfoque de producción más limpia agregados del generador de vapor de centrales termoeléctricas* [Tesis de Grado, Universidad de Girona]. España.
- Rojas, O. M. A. (2019). *Metodología para la evaluación de la eficiencia energética en un sistema de levantamiento de crudo mediante unidades de bombeo mecánico* [Tesis de Grado, Universidad de Santander]. Bucaramanga, Colombia.
- Rosabal, J., y Garcell, L. (2006). *Hidrodinámica y separaciones mecánicas* (3 ed., Vol. 1). Félix Varela.
- Rosabal, J. M., y Garcell, L. (2006). *Hidrodinámica y separaciones mecánicas* (Vol. 1). Editorial Félix Varela.
- Ruiz, C. (2019). *Manual de Operaciones. Área Crudos y Suministro*. División Territorial de Combustibles de Matanzas.

- Scott, D., Wiley, J., y Sons, H. (2007). Petroleum Technology. 1242. <https://www.knovel.com>.
- Shi, Y., Hao, L., Cai, M., Wang, Y., Yao, J., Li, R., Feng, Q., Li, Y. J. J. o. P. S., y Engineering. (2018). High-precision diameter detector and three-dimensional reconstruction method for oil and gas pipelines. *165*, 842-849.
- Speight, G. (2015). Petroleum and petroleum products. *In Petroleum Product Analysis*, 1-25. <https://doi.org/https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/9781118986370.ch1>.
- Tirenti, J. (2017). Parte II: Partes Principales, Carcasa y Cabezales, Conexiones, Conos. En *Intercambiadores de calor de C & T* (pp. 8-17). <https://etcfunsafe.com/cursos/tema-cambiadores-de-calor-decarcasa-y-tubos-ii/>
- Towler, G., y Sinnott, R. (2008). *Chemical Engineering Desing. Principles, Practice and Economics of Plant and Process Desing*. Editorial Butterworth-Heinemann.
- Ulrich, G. D. (1992). *Diseño y economía de los procesos de Ingeniería Química*. Mc GRAW-HILL.
- Valdés, J. R. M. (2021). *Biotechnología ambiental de los combustibles fósiles* [Tesis de Maestría, Universidad Autónoma de Peubla]. México.
- Vera, I. (2013). *Evaluación del sistema de tratamiento y trasiego de crudo en la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas. Propuestas de modificaciones tecnológicas* [Trabajo de diploma en opción al título de Ingeniero Químico, Universidad de Matanzas]. Matanzas, Cuba.
- YAO, X.-c., Mao, Y., Gao, L., y Ning, L. J. P. i. G. (2018). Research on underground pipeline classification and discrimination method based on geological radar detection. *33*(4),1740-1747.

# ANEXOS

## Anexo 1. Base en crudo (Área 1-1)

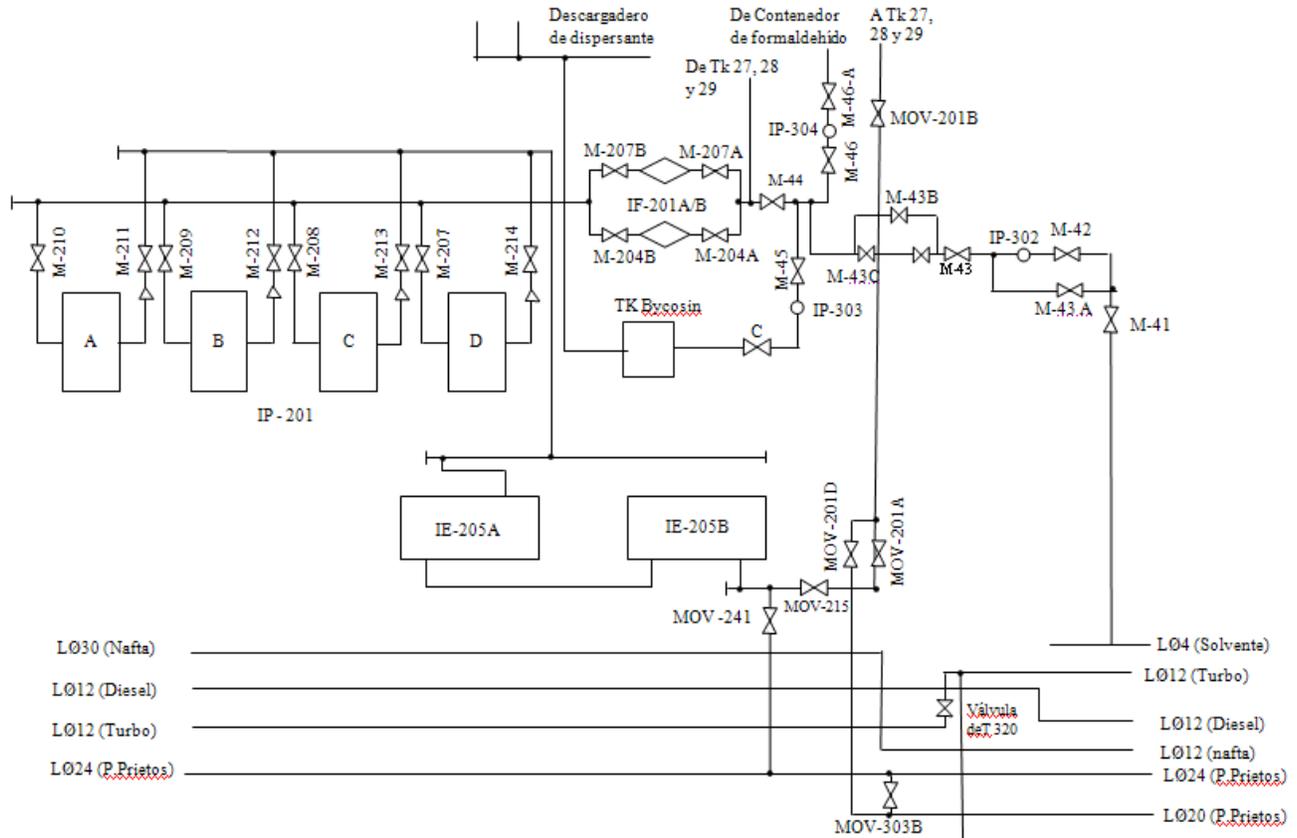


Figura A.1. Esquema del área de bombas de la Base de crudo (Area 1-1). Fuente:(Ruiz, 2019)

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

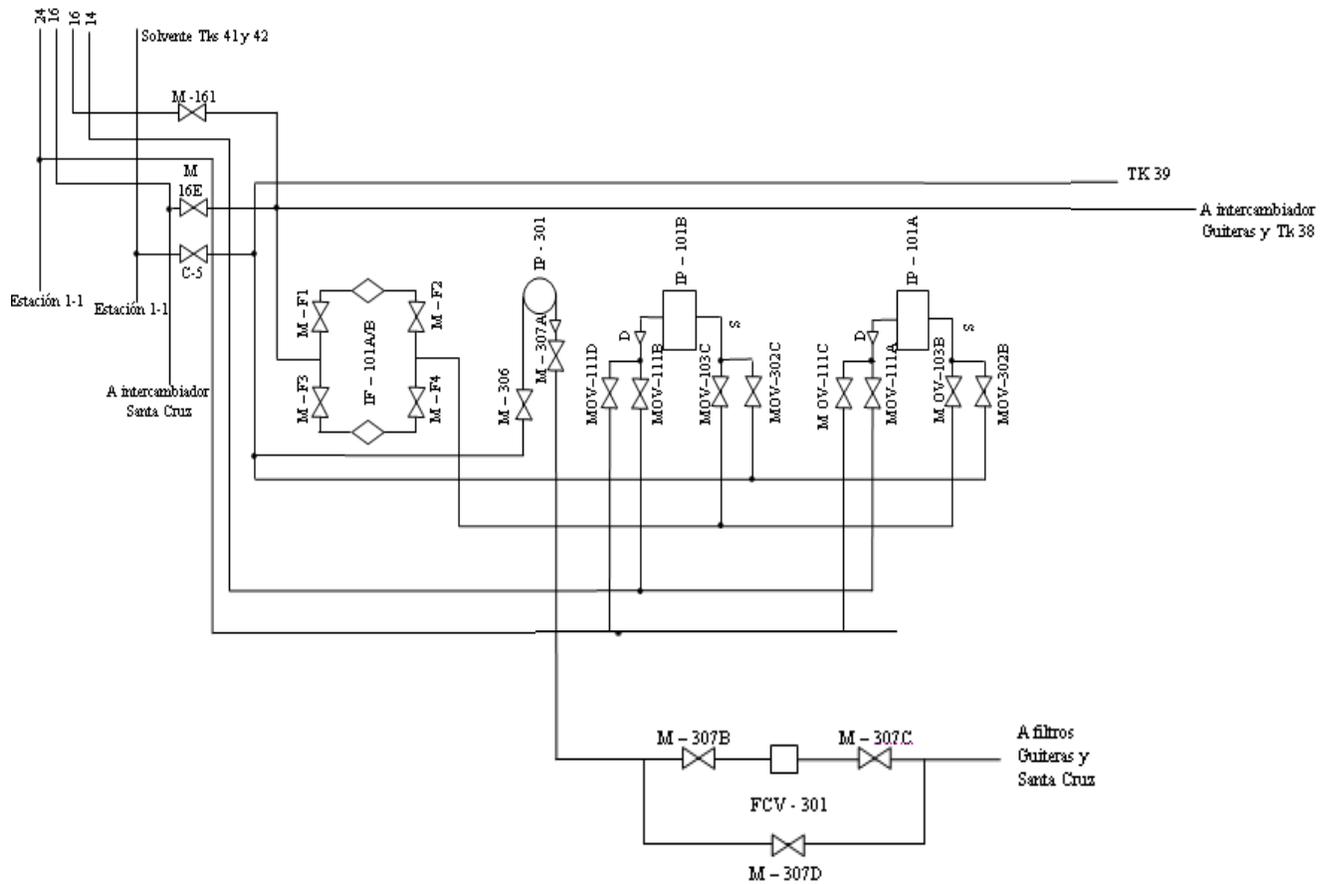


Figura A.2. Esquema del área de estación de cabecera de los oleoductos a las CTE Santa Cruz y Antonio Guiteras (Área 2-1). Fuente: (Ruiz, 2019)

### Anexo 3. Base de recepción de crudo (Área 3)

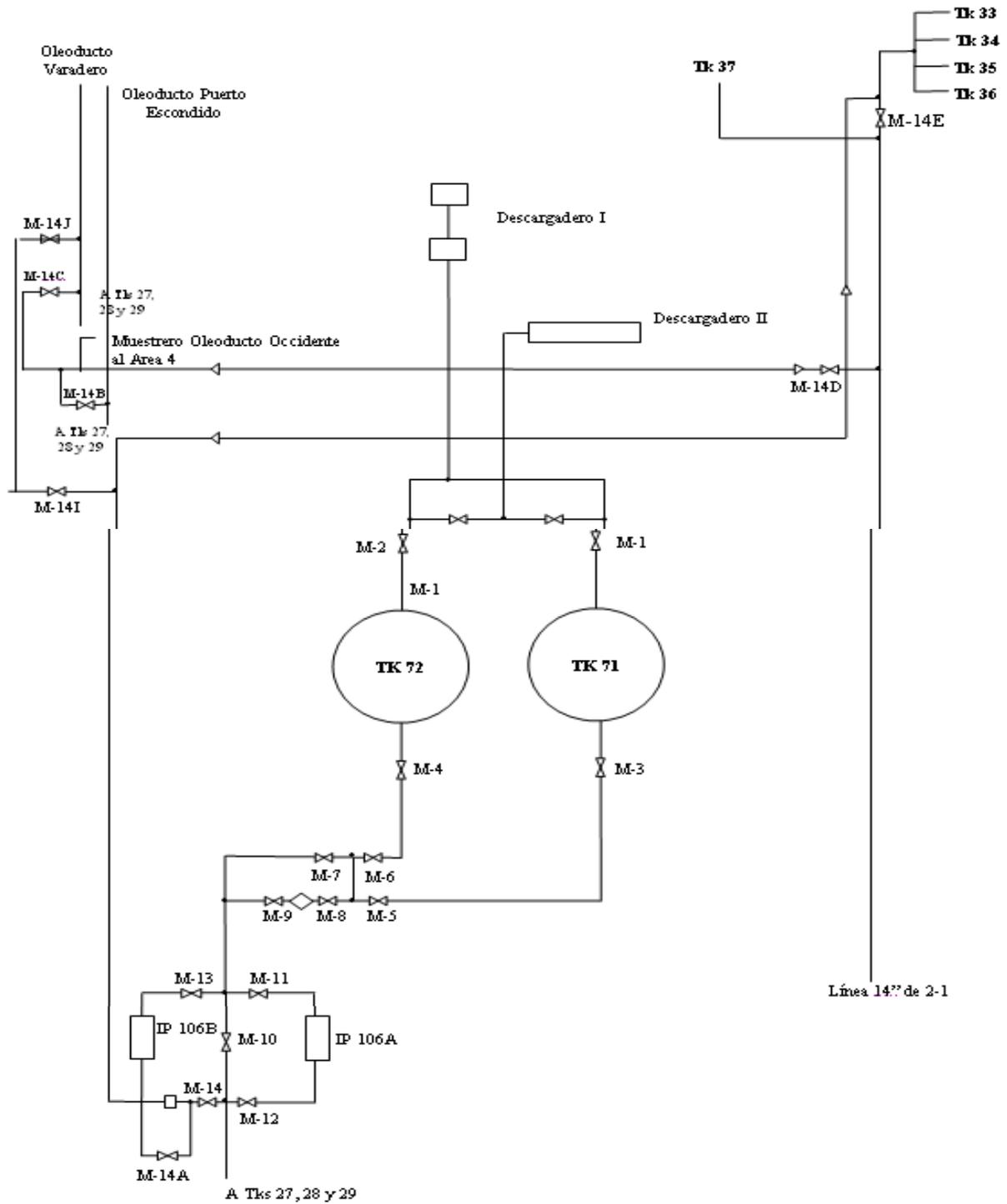


Figura A.3. Esquema de la Base de recepción de crudo (Área 30. Fuente: (Ruiz, 2019)

#### Anexo 4. Base en tierra (Área 4)

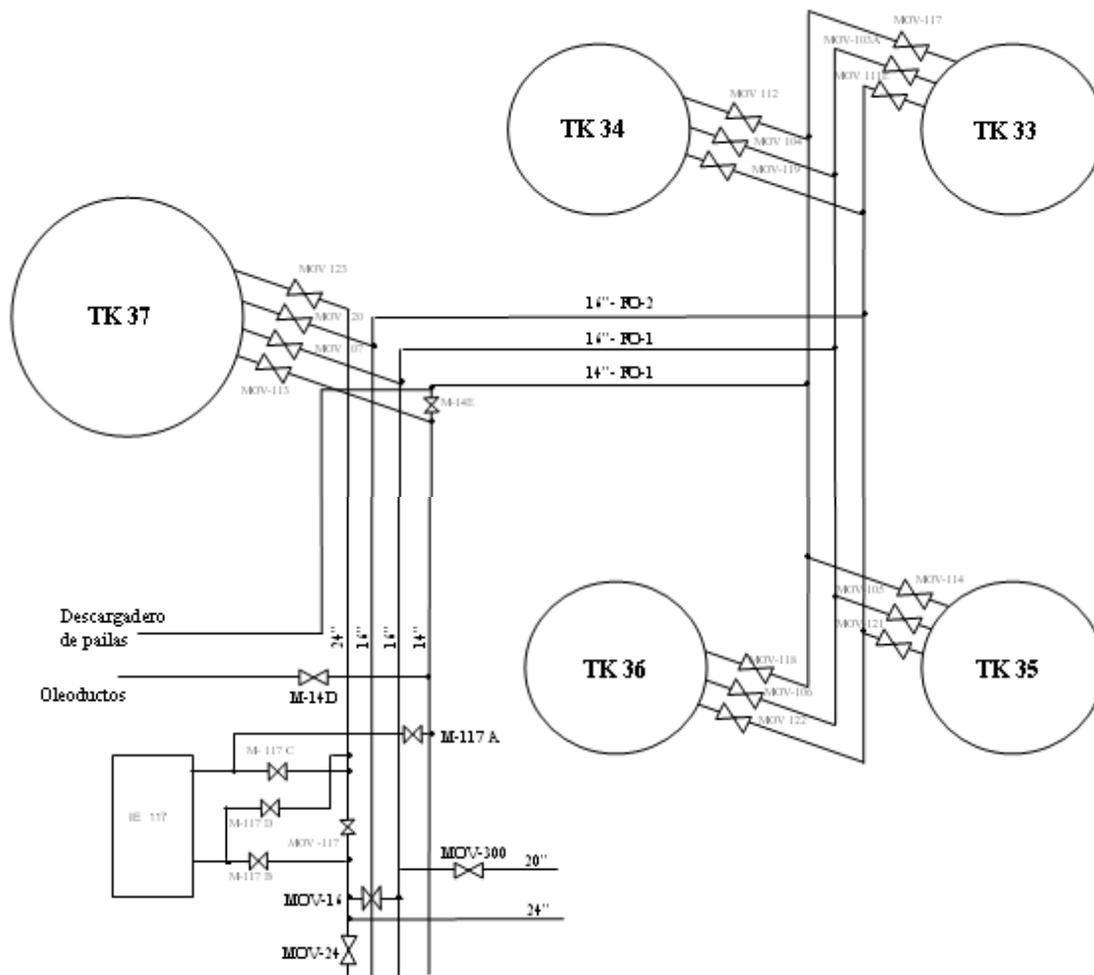


Figura A.4. Esquema de la Base en tierra (Área 4). Fuente: (Ruiz, 2019)

## Anexo 5. Caracterización del Impacto Ambiental

Tabla A.1. Valoración cualitativa. Matriz de Importancia

|  |  |  |  |
|--|--|--|--|
| <b>NATURALEZA</b><br><ul style="list-style-type: none"> <li>• Beneficioso + Perjudicial -</li> </ul>   |  | <b>INTENSIDAD (I)</b> (Grado de destrucción) <ul style="list-style-type: none"> <li>• Baja 1</li> <li>• Media 2</li> <li>• Alta 4</li> <li>• Muy alta 8</li> <li>• Total 12</li> </ul> |  |
| <b>EX TENSIÓN (EX)</b> (Área de influencia) <ul style="list-style-type: none"> <li>• Puntual 1</li> <li>• Parcial 2</li> <li>• Extensa 4</li> <li>• Total 8</li> <li>• Crítica +4</li> </ul>                                 |  | <b>MOMENTO (MO)</b> (Plazo de manifestación) <ul style="list-style-type: none"> <li>• Largo plazo 1</li> <li>• Medio plazo 2</li> <li>• inmediato 4</li> <li>• Crítico +4</li> </ul>   |  |
| <b>PERSISTENCIA (PE)</b> (Permanencia del efecto) <ul style="list-style-type: none"> <li>• Fugaz 1</li> <li>• Temporal 2</li> <li>• Permanente 4</li> </ul>  |  | <b>REVERSIBILIDAD (RV)</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Corto plazo 1</li> <li>• Medio plazo 2</li> <li>• Irreversible 4</li> </ul>  |  |
| <b>SINERGIJA (SI)</b> (Potenciación de la manifestación) <ul style="list-style-type: none"> <li>• Sin sinergismo (simple) 1</li> <li>• Sinérgico 2</li> <li>• Muy sinérgico 4</li> </ul>                                     |  | <b>ACUMULACIÓN (AC)</b> (Incremento progresivo) <ul style="list-style-type: none"> <li>• Simple 1</li> <li>• Acumulativo 4</li> </ul>  |  |
| <b>EFEECTO (EF)</b> (Relación causa-efecto) <ul style="list-style-type: none"> <li>• Indirecto (secundario) 1</li> <li>• Directo 4</li> </ul>  |  | <b>PERIODICIDAD (PR)</b> (Regularidad de la manifestación) <ul style="list-style-type: none"> <li>• Irregular y discontinuo 1</li> <li>• Periódico 2</li> <li>• Continuo 4</li> </ul>  |  |
| <b>RECUPERABILIDAD (MC)</b> (Reconstrucción por medios humanos) <ul style="list-style-type: none"> <li>• Inmediato 1</li> <li>• Mediano plazo 2</li> <li>• Mitigable y/o compensable 4</li> <li>• Irrecuperable 8</li> </ul> |  | <b>IMPORTANCIA (I)</b><br>$I = \pm(3I + 2EX + MO + PE + RV + SI + AC + EF + PR + MC)$  |  |

### VALORACIÓN DEL IMPACTO AMBIENTAL

La importancia del IA toma valores entre 13 y 100

Cuando  $I < 25$  el IA es irrelevante.

Si  $50 < I < 75$  el IA es severo

Cuando  $25 < I < 50$  el IA es moderado.

Y cuando  $I > 75$  el IA es crítico

Fuente: (Conesa, 1997)

## Anexo 6. Derrame de condensado mezclado con crudo



*Figura A.5. Derrame de crudo producto al deterioro del Intercambiador de calor IE-205A. Fuente: Elaboración propia*

