

Título:

Análisis técnico y económico de la reactivación de la facilidad de procesamiento del petróleo recuperado en las piscinas de la refinería “Camilo Cienfuegos”

*Trabajo de Diploma para optar por el título de
Ingeniero Químico*

Autor: Daineris Leonor Fernández Rodríguez

Tutor: Ing. Yosvany González Mazorra

*“El espíritu es de batalla, el espíritu es de esfuerzo,
es de no prometer lo que no podemos hacer,
y es de encararnos con todo lo que debemos hacer.”*

Lázaro Peña.

Dedicatoria

A mi mamá María del Carmen Rodríguez y a mi papá Reinerio Jesús Fernández, los viejitos de mi vida, que sin su esfuerzo de todos estos años no hubiese llegado aquí.

A mis hermanos Braidor y Dairon, por siempre confiar en mí.

A mi familia en general, por sentirse siempre orgullosos de mis logros.

A tía Silvia, que siempre me dio lo que tenía y no puede ver los resultados.

Agradecimientos

A mis padres por darme lo que tenían y lo que no para que pudiese graduarme hoy.

A mi boyfriend Crepin, por a pesar de la distancia q nos separa, estar a mi lado cuando más lo necesitaba dándome su Amor sin medidas y toda la fuerza del mundo.

A Yosvany, que me ayudó con la confección y realización de este trabajo.

A Leydis, Lisnaicy, María Luisa, Kiki y Madrazo por aguantarme en estos 5 años, sé que es una ardua tarea.

A mi grupo de la universidad, con sus desavenencias, pero que ha logrado ocupar un lugar en mi corazón.

A mi gente de Abreus, los que han estado a mi lado en las malas y en las buenas.

A los trabajadores de la refinería que me ayudaron a la realización de este trabajo.

A Yamilé que sin ningún compromiso me brindó su ayuda

En fin, a todos los que de una manera u otra han permitido que crezca como mujer y profesional.

El presente trabajo se realizó en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos” con el objetivo de evaluar técnica y económicamente la reactivación de la facilidad de procesamiento del petróleo que se recupera en las piscinas de la planta de tratamiento de residuales de dicha empresa. En el 2007 cuando se reactivó la refinería no se tuvo en cuenta esta unidad y actualmente es un inconveniente el procesamiento de este petróleo. Debido, principalmente, al desgaste en el equipamiento de la planta de destilación atmosférica con los intentos de corrida de este crudo a consecuencia de sus características, y además las pérdidas por el concepto de degradar la fracción de turbo a diesel por concepciones internacionales vigentes de no producir turbo de crudos recuperados, la refinería se ha visto forzada a analizar la reactivación y puesta en marcha de dicha facilidad. Para ello se realizó la defectación y valoración general del estado técnico de los equipos existentes. Se propuso el equipamiento por el cual se sustituirían aquellos que se identificaron no disponibles. Para el uso de algunos intercambiadores que no operaban se aplicó una metodología de rechequeo de intercambiadores de calor de tubos y coraza. Por el último, el análisis económico de factibilidad realizado a través del uso de herramientas económicas como el valor actual neto (VAN) y tasa interna de retorno (TIR) demostró que es rentable el proyecto de reactivación de la facilidad de procesamiento del petróleo recuperado con un período de recuperación de la inversión de 1.5 años.

Palabras clave: petróleo, piscina, recuperación, diesel

Abstract

The present work was carried out in the refinery of petroleum "Camilo Cienfuegos" with the objective of evaluating technical and economically the reactivation of the facility of processing of the petroleum that it recovers in the swimming pools of the plant of treatment of residual of enterprise happiness. In the 2007 when it is reactivated the refinery does not keep in mind this unit and at present it is an inconvenient the processing of this petroleum. Proper, principally, to the wear in the equipment of the plant of atmospheric distillation with the attempt to run of this unripe as a consequence of your characteristic, and also the losses for the concept to degrade the fraction of turbo to diesel for international effective conceptions of not producing turbo of unripe recovered, the refinery it been seen forced oneself analyze the reactivation and starting of facility happiness. For it carried out the defectation and general valuation of the state's technical of the existent equipment. Proposed the equipment for which is to substitute those that it is identified non-available. For the use of some heat exchangers that not it operated applied a methodology of recheck of heat exchangers of warmth of tubes and armor. For the last one, the economic analysis of carried out feasibility through the use of economic tools as the current value net (VAN) and appraises penetrates of return (TIR) it demonstrated that is profitable the project of reactivation of the facility of processing of the recovered petroleum with a period of recovery of the 1.5-years inversion.

Key words: oil, pool, recovery, diesel

Índice

Introducción.....	1
Capítulo 1.....	5
1.1. Generalidades del petróleo.....	5
1.1.1. Propiedades físicas principales en los crudos.....	6
1.1.2. Clasificación de los crudos.....	7
1.2. Proceso de refinación del petróleo.....	9
1.2.1. Antecedentes de la refinación en Cuba y estado actual a nivel mundial.....	11
1.3. Facilidades de procesar el petróleo recuperado luego de su tratamiento.....	14
1.3.1. Columnas de destilación.....	15
1.4. Control del proceso y los principales equipos que se utilizan en la destilación.....	17
1.4.1. Las variables de los procesos y su medición.....	18
1.4.2. Control de procesos.....	19
1.4.3. Intercambiadores de calor.....	20
1.4.4. Calentadores.....	23
1.4.5. Condensadores Parciales y Totales.....	24
1.4.6. Hornos tubulares.....	25
1.4.7. Tambores.....	25
1.4.8. Equipos de bombeo.....	26
Conclusiones parciales.....	28
Capítulo 2.....	29
2.1. Introducción. Equipamiento disponible.....	29
2.2. Metodología de cálculo de rechequeo de intercambiadores de calor de tubo y coraza (1-2)....	30
2.3. Metodología de cálculo de evaluación económica.....	38
Conclusiones parciales.....	46
Capítulo 3.....	47
3.1. Generalidades de la refinería “Camilo Cienfuegos”.....	47
3.2. Descripción del proceso tecnológico de la instalación objeto de estudio.....	48
3.3. Levantamiento de equipos, sistemas de tubería e instrumentos existentes en planta.....	52
3.4. Relación de los equipos existentes que se pudieran utilizar según su estado técnico.....	54

3.4.1. Relación de equipos y sistemas que se deben adquirir	55
3.5. Rechequeo del intercambiador de calor E-01-403/2 para su posible utilización en la antigua posición del E-01-122.....	57
3.6. Rechequeo del intercambiador de calor E-01-403/2 para su posible utilización en la antigua posición del E-01-118.....	61
3.7. Análisis económico del proyecto. Estimación de los costos.....	63
Conclusiones parciales.....	76
Conclusiones generales	77
Recomendaciones.....	78
Bibliografía	79
Anexos	

Introducción

La vida útil de una instalación industrial necesariamente se extiende hacia el futuro, por lo tanto el diseño óptimo debe tratar de asegurar las mejores condiciones futuras, de manera que mientras más incierto e impreciso es el pronóstico, más lo es el diseño óptimo. En la industria química y en especial la petrolera esto ocupa gran importancia que va aparejada a la factibilidad del proceso de producción y a la calidad de los productos. Debe necesariamente estar aparejado a un proceso innovativo que permita mitigar en el tiempo las amenazas y las debilidades de la tecnología instalada.

El tema de la necesidad de refinación de crudo (petróleo) para obtener sus productos derivados, cobra una mayor importancia y trascendencia en el mundo actual, ya que de diferentes formas esta materia prima y sus derivados son usados diariamente por los seres humanos.

El petróleo proporciona gran variedad de productos químicos y se encuentra entre los combustibles fósiles más usados para la obtención de energía. Es una mezcla de hidrocarburos que poseen diferentes puntos de ebullición. La destilación es la operación más adecuada para proceder a su separación debido al principio de separación en la cual esta se basa. Agrupándose posteriormente los productos obtenidos en una serie de fracciones o corte después que los mismos se hayan vaporizado, fraccionado y condensado.

La refinación de crudo lleva aparejado pérdidas como todo proceso químico, pero la recuperación en la industria petrolera es un asunto a nivel mundial de mucho interés tanto económicamente como para la protección del medio ambiente. Los efluentes contaminados con productos de petróleo que se generan en las refinerías se tratan en las plantas de tratamiento de residuales, recuperándose en estas grandes cantidades de petróleo que se vuelven a incorporar al proceso productivo.

Introducción

Por lo general estos efluentes no se incorporan a la planta de destilación atmosférica dado que las características del crudo que se recupera difiere en composición a la del crudo que se diseñó la planta, por eso en muchas refinerías se cuenta con una facilidad de destilación para procesar este tipo de crudo que representa una suma millonaria de ingresos a la empresa.

La refinería Camilo Cienfuegos fue diseñada para procesar 3 millones anuales de toneladas de crudo, 65 000 barriles diario de un crudo de 32 °API que determinó parámetros específicos de diseño de diámetro, altura y espacio entre platos para garantizar el fraccionamiento, en su principal unidad, la planta de destilación atmosférica.

Actualmente en esta unidad se ha intentado en más de una ocasión procesar el petróleo que se recupera en las piscinas de la planta de tratamiento de residuales. En todas las ocasiones que se ha intentado procesarlo los resultados no han sido favorables por la inestabilidad en la planta, ocasionada principalmente por la variabilidad de la composición transitando entre 10 – 20 °API, gran contenido de agua y sedimentos, ocasionando gran desgaste e ineficiencia en la planta, determinada principalmente por elevación de la presión en el banco de intercambiadores de calor generando golpes hidráulicos, provocando contracciones mecánicas en los intercambiadores de calor (aflojo de cabezales, aflojo de juntas) y en muchas ocasiones la salida de servicio de alguno de ellos. Además de pérdidas por degradarse la fracción de turbo al diesel, debido a que normas internacionales prohíben la producción de turbo de crudos recuperados o slop químicos.

La estrategia de la refinería ha sido procesarlo después del cumplimiento del plan de producción establecido para el año o del mes asumiendo los efectos que anteriormente se mencionaron, pero el tiempo y el crudo que se utiliza para mezclarse para disminuir los efectos en la planta es finito, paralizando el proceso de recuperación debido al agotamiento de la capacidad de almacenamiento.

La facilidad prevista por el proyecto inicial de la refinería para procesar el petróleo recuperado en la reactivación de la refinería en el año 2007 no se tuvo en cuenta, lo que ha conllevado al análisis de reactivar dicha facilidad que consiste en una pequeña unidad de destilación con un sistema de precalentamiento, calentamiento, una torre de destilación con su sistema de control, condensación y de vaporización como sistema químico tecnológico principal, que ha sufrido el impacto del desmantelamiento de parte de su equipamiento para ser utilizado en otras posiciones de la refinería impidiendo que la planta se encuentre en condiciones de operar creándose a la vez cuellos de botellas en la capacidad de almacenamiento y recuperación del petróleo recuperado.

Sobre la base de lo anterior, el **Problema científico** del presente trabajo es:

Actualmente no se puede procesar el petróleo que se recupera en las piscinas de la planta de tratamiento de residuales debido a que no se encuentra activa la facilidad de procesamiento de petróleo recuperado.

Hipótesis

Es posible procesar el petróleo que se recupera en las piscinas de la planta de tratamiento de residuales si se reactiva la facilidad de procesamiento de petróleo recuperado.

Objetivo general

Evaluar técnica y económicamente el sistema químico tecnológico principal de la facilidad de procesamiento de petróleo recuperado con el fin de llevar a cabo su reactivación.

Objetivos específicos

- Fundamentar teóricamente sobre la refinación del petróleo.
- Caracterizar el equipamiento involucrado en la destilación del petróleo.
- Analizar la información técnica del equipamiento instalado en el proyecto ejecutivo de la refinería.

Introducción

- Realizar un levantamiento del estado técnico de los equipos existentes en la instalación.
- Calcular las herramientas económicas valor actual neto, tasa de rendimiento interno y período de recuperación de la inversión.

Capítulo 1: Estudios documentales

Capítulo 1

1.1. Generalidades del petróleo

La industria del petróleo es la más grande y la que más se puede extender de las industrias químicas de proceso. La importancia de esta industria es extraordinaria y se debe, más que al valor monetario de sus producciones, a las circunstancias de tener sus productos un amplio campo de consumidores y sus derivados una pluralidad de aplicaciones que no posee ningún otro proceso químico. La vida actual no puede concebirse sin la utilización intensiva de los productos y derivados que se obtienen en una refinería, que se utilizan e inciden en prácticamente todos los sectores de la economía mundial. (Torres Robles, Rafael & Arellano Castro, J. Javier, 2002)

Una refinería es una planta de manufactura de productos químicos y combustibles. Es un enorme complejo donde el petróleo se somete a diferentes procesos físicos y químicos que permiten extraerle buena parte de la variedad de componentes que contiene, como se puede observar en la figura 1.

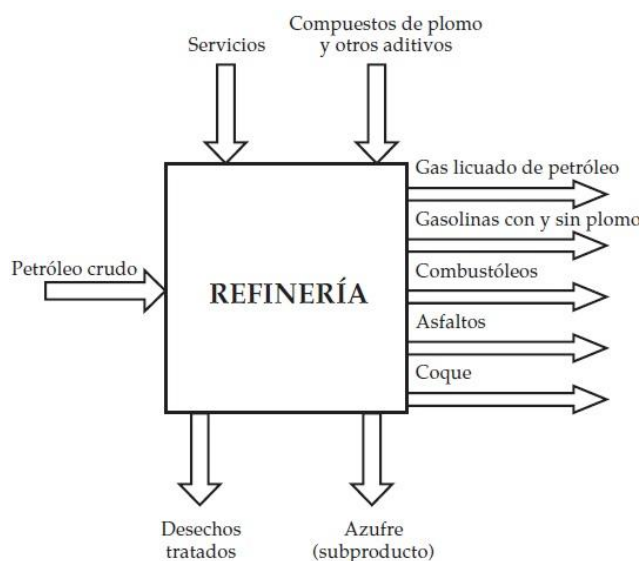


Figura 1. Entradas y salidas en una refinería. Tomado de (Torres Robles, Rafael & Arellano Castro, J. Javier, 2002)

Capítulo 1: Estudios documentales

El petróleo es una mezcla de hidrocarburos de diferente peso molecular, con contenidos variables de heteroátomos o impurezas. Su color predominante es el negro, pero no es exclusivo. Las moléculas simples y complejas son inmiscibles entre ellas, pero coexisten gracias a moléculas intermedias (resinas) que sirven como puente de estabilidad. La palabra crudo en la industria petrolera se refiere al petróleo en su forma natural no refinado, tal como se extrae de la tierra.

El principio de separación de esta mezcla es la diferencia de volatilidad de sus componentes y el agente de separación es el calor, obteniéndose los productos en fase líquida o vapor. (Pereira Simó, Julian & Blanco Prieto, José, 2000)

1.1.1. Propiedades físicas principales en los crudos

La densidad es una propiedad física muy importante de la materia usada comúnmente como una manera de categorizar e identificar diferentes materiales. (“Densidad en los crudos,” 2009)

Las densidades del petróleo y de sus productos se representan por la densidad relativa de todos los componentes que integran el crudo o el producto de este. Al aumentar los límites de temperatura de separación en fracciones por ebullición de los productos de petróleo, su densidad también aumenta. (V.N. Erij, M. G. Rudin, & M. G. Rudin, 1989)

La densidad de un crudo indica qué tan liviano o pesado es en su totalidad. Los crudos más livianos tienen una mayor proporción de pequeñas moléculas, que las refinerías pueden convertir en gasolina, combustible pesado y diesel (cuya demanda está en aumento).

Los crudos más pesados tienen proporciones más altas de moléculas grandes, que las refinerías pueden utilizar en combustibles industriales pesados, asfalto y otros productos pesados (cuyos mercados son menos dinámicos y, en algunos casos, se están reduciendo), o procesarlas en moléculas más pequeñas que se pueden utilizar en combustibles para transporte (Meyers, Robert A., 2003).

Capítulo 1: Estudios documentales

En términos generales la viscosidad de un líquido es independiente de su densidad o gravedad específica, pero si depende de la temperatura a que se encuentre, siendo inversamente proporcional a esta. En los crudos esta se determina a partir de su composición química y de la de sus fracciones.

La variación de viscosidad en función de la temperatura es individual para cada derivado del petróleo. Lo mejor es determinarla a la temperatura requerida en el laboratorio. La importancia de conocer la viscosidad del petróleo o cualquiera de sus derivados consiste en que:

- Impone las condiciones de bombeo y trasiego por las tuberías.
- Influye en la efectividad de la combustión.
- Influye en la temperatura necesaria de precalentamiento.
- Determina la duración de la descarga desde los buques, tanques, cisternas, etc.
- Influye en la velocidad de precipitación de las impurezas durante el almacenamiento. (Tanquero Díaz, Nelson, 2004)

1.1.2. Clasificación de los crudos

Los petróleos (“El petróleo,” 1999) se distinguen unos de otros por sus propiedades físicas y naturaleza química. Las propiedades determinan la orientación de su transformación, influyendo de modo decisivo en la calidad de los productos que de él se obtienen. Esta es la razón por la cual es importante clasificarlos. Existen diferentes clasificaciones de los petróleos, se hará énfasis en algunas de ellas por su importancia en el diseño de equipos y en su efecto en el tratamiento primario del crudo.

Contenido de azufre

Entre los contaminantes del petróleo el azufre es el elemento que más afecta el proceso de refinación ya que puede entre otros perjuicios:

Capítulo 1: Estudios documentales

- Envenenar (contaminar) los catalizadores que aceleran las reacciones químicas deseadas en ciertos procesos de refinación.
- Provocar la corrosión en el equipo de refinería.
- Generar la emisión a la atmósfera de compuestos de azufre, que no son agradables y pueden estar sujetos a estrictos controles reglamentarios.

Consecuentemente una de las clasificaciones de los crudos es a partir del porcentaje en que este se encuentre presente (V.N. Erij et al., 1989). Por ejemplo:

- Petróleo de clase 1: Poco sulfuroso (contiene no más de 0.5 % de azufre).
- Petróleo de clase 2: Sulfuroso (desde 0.51 hasta 2 % de azufre).
- Petróleo de clase 3: Altamente sulfuroso (más de 2 % de azufre).

Gravedad API (densidad)

Los crudos se clasifican también atendiendo a su peso específico, utilizándose para ello la unidad internacional llamada *American Petroleum Institute* (Grados API). Los grados API se determinan:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.50}{\text{Peso específico}(60^{\circ}\text{F})} - 131.50$$

Define:

- Condensados Naturales, son los mayores de 40.9 °API: Mezcla de hidrocarburos ligeros que pueden evaporarse a presión atmosférica.
- Livianos, están en el rango de 30 a 40.9 °API: Parafínicos para propósitos generales o producción de lubricantes parafínicos.
- Medianos, tienen un rango entre 22 y 29.9 °API: Parafínicos y/o nafténicos para propósitos generales
- Pesados “A” entre 14 y 21.9 °API: Nafténicos para propósitos generales.
- Pesados “B” (Extrapesados) menores a 13.9 °API: Nafténicos para propósitos generales o lubricantes nafténicos.

Capítulo 1: Estudios documentales

Factor de caracterización (K_{uop})

El factor K_{uop} es un valor que permite identificar y caracterizar el tipo de crudo en cuanto a su composición química (base parafínica, mixta, nafténica y aromática)

$$K_{uop} = \frac{\text{Temperatura volumétrica media}^{1/3}}{\text{Peso específico (60°F)}}$$

La Temperatura volumétrica media, es la temperatura de ebullición de un componente hipotético con características equivalentes a la mezcla de hidrocarburos analizada.

1.2. Proceso de refinación del petróleo

El procesamiento del petróleo depende de cada refinería, estas son diseñadas según las características del petróleo que van a procesar, los productos y la proporción en que se van a obtener depende del esquema de refinación montado.

Según Berger, Bill D. & Anderson, Kenneth E. (1978) los cambios químicos y físicos que ocurren en el proceso de conversión del petróleo en sus derivados, se pueden englobar básicamente en las siguientes operaciones:

Fraccionamiento: porque se separa una mezcla de hidrocarburos líquidos en diversos cortes específicos, debido a las diferencias entre las volatilidades relativas de estos, que incluyen nafta, keroseno, diesel, mazut, y otros cortes más ligeros principalmente de gases.

Craqueo: porque se rompen las cadenas de hidrocarburos de gran peso molecular, convirtiéndolos en cadenas más pequeñas y de mayor valor comercial. La ruptura de las cadenas puede lograrse térmica o catalíticamente.

Reformación: porque con catalizadores, bajo condiciones de temperatura y presión favorable se logra la transformación de la estructura química de compuestos del petróleo. Hidrocarburos de cadena lineal son transformados en hidrocarburos cíclicos y estos en hidrocarburos aromáticos.

Capítulo 1: Estudios documentales

Alquilación: porque a partir de dos hidrocarburos se obtiene uno de mayor cadena y valor comercial.

En una refinería se obtiene varios productos y con diferentes aplicaciones, entre ellos se encuentran:

- Gas natural: Es una mezcla de hidrocarburos en estado gaseoso, que se encuentra en bajas proporciones disuelto en el petróleo. Está compuesto principalmente de metano (CH_4), sin embargo también contiene otros gases como: H_2S , N_2 , butano y propano.
- Gas Licuado del Petróleo (GLP): Es una mezcla de hidrocarburos llamados propano y butano, que son utilizados como combustibles domésticos e industriales y también como materia prima de numerosos plásticos. En condiciones normales de presión y temperatura se encuentran en estado gaseoso, sin embargo son de fácil condensación.
- Solventes: En general, son compuestos orgánicos aromáticos como tolueno y benceno. Algunos de sus usos están ligados a la elaboración de pegamentos y también de pinturas.
- Gasolinas: Son conocidas también como naftas. Corresponden a una mezcla de hidrocarburos utilizados como combustible en motores de combustión interna y también se utilizan como disolventes.
- Queroseno (o parafina): Es conocido también como kerosene. Utilizado como combustible en maquinaria, en minería y en calefacción doméstica; sin embargo, su uso es en particular contaminante, no así la gasolina filtrada o gas natural.
- Fuel oil: Es una mezcla de compuestos más pesados que los anteriores y es utilizado como combustible en plantas de energía eléctrica, grandes hornos de fundición o calderas.
- Gasóleo (o petróleo diesel): Se llama también gasoil o diesel. Se utiliza en motores diesel y, también se puede obtener desde aceites de origen vegetal, en cuyo caso es llamado biodiesel. Este compuesto representa un combustible

Capítulo 1: Estudios documentales

alternativo a los utilizados actualmente, debido a la menor cantidad de gases tóxicos emitidos luego de su combustión.

- Aceites lubricantes: Son compuestos viscosos que se utilizan en la lubricación de piezas de motor, o bien como combustibles de lámparas, ciertos motores, pequeños hornos y estufas.
- Residuos sólidos: Son compuestos densos y pastosos, tales como alquitrán y asfalto. Son la última fracción que se obtiene de la destilación del crudo. Se utilizan en la pavimentación de carreteras. (“Productos del petróleo,” 2007)

Así como produce usa (genera y/o compra) una variedad de servicios y materiales tales como la electricidad, aire, agua, nitrógeno, hidrógeno, catalizadores y finalmente retorna materiales de desecho al medio ambiente, después de que se les ha dado un tratamiento adecuado para evitar la contaminación. (Carissimi, E., Rubio, J., & Rosa, J., 2007)

1.2.1. Antecedentes de la refinación en Cuba y estado actual a nivel mundial

En Cuba la refinación de petróleo se inició en el año 1870 con la instalación de la refinería perteneciente a la compañía petrolera ESSO Standard Oil Company de capital norteamericana en la estancia de Carlos Belot un reconocido médico de esa época en el actual municipio de Guanabacoa provincia Habana. La capacidad de procesamiento en su inicio era de 35 000 BD.

El crudo que se empleaba como materia prima procedía de Pennsylvania, Estados Unidos y la producción se destinaba para el alumbrado público. No es hasta el año 1936 con la instalación del cracking que se inicia la producción de gasolinas. El 20 de noviembre de 1947 se fundó otra nueva refinería en el actual municipio de Cabaiguán con el nombre de refinería Reca con una capacidad de procesamiento de 1 700 BD.

En marzo de 1957 se instaló al lado de la refinería de la compañía ESSO en Guanabacoa otra refinería perteneciente a la compañía petrolera Shell con una capacidad de refinación de 25 000 BD convirtiéndose en la segunda de mayor

Capítulo 1: Estudios documentales

capacidad de procesamiento en aquel entonces en el país, esta contaba con un espigón propio para atraque de buques de hasta 20 000 toneladas.

En esa misma década la Texaco instala una refinería en Santiago de Cuba con una capacidad de 22 000 BD. En los inicio de la revolución las empresas norteamericanas Esso, Texaco y la británico-holandesa Shell, controlaban el suministro y la refinación de todo el combustible usado en Cuba. En 1960 reducen su importación y casi logran colapsar la economía nacional.

Cuando los primeros buques soviéticos comienzan a abastecer del crudo a la Isla, las tres transnacionales plantean su negativa a refinar el producto en sus instalaciones ubicadas en la capital y en Santiago de Cuba, violando así lo establecido en el artículo 44 de la Ley de Minerales y Combustibles (en vigor desde el 9 de mayo de 1938), que estipula la obligación de procesar el petróleo crudo que fuese suministrado por el estado cubano.

El 28 de junio de 1960, de acuerdo con la resolución 166 del gobierno revolucionario, se interviene la planta de la Texaco en Santiago de Cuba, la hoy refinería Hermanos Díaz, al persistir en su negativa. Tres días después, corren igual suerte las instalaciones de la Esso y la Shell en la capital (la actual refinería Níco López).

A finales de la década del 70 se inicia un proyecto con la antigua Unión Soviética para construir una refinería en la provincia de Cienfuegos con una capacidad de procesamiento de 65 000BD convirtiéndose en la mayor refinería del país, su construcción finalizó en la década de los 80.

Comenzó a funcionar a los inicio de la década de los 90 de forma intermitente hasta que en 1995 el gobierno cubano decidió no operarla más debido al desmembramiento de la antigua URSS que era la que suministraba el crudo que se procesaba, a partir de ese momento entró en una etapa de conservación donde las únicas operaciones eran recibir y distribuir combustible utilizando para esto su capacidad de almacenamiento y de sus muelles petroleros.

Capítulo 1: Estudios documentales

Su reactivación en el año 2007 es el resultado de una asociación entre PDVSA (filial de Petróleos de Venezuela) y Cupet, (filial de Unión Cubana de Petróleo), quienes comenzaron las inspecciones a las instalaciones en el primer semestre de 2005. Con esta última refinería trabajando en Cuba se aumentó la capacidad de procesamiento diario hasta 144 000 BD y con perspectiva de aumentar con el proyecto inversionista de ampliación que se lleva a cabo en la refinería Camilo Cienfuegos.

Actualidad mundial

Hay más de 600 refinerías instaladas en el mundo, que producen diariamente más de 85 millones de barriles por día. Algunos analistas conservadores dicen que la producción global de petróleo de todas las fuentes posibles llegará a su punto máximo alrededor del año 2015, con unos 90 millones de barriles, lo que permitirá un modesto aumento en el consumo. Se calcula que en 2025 la demanda será de 120 millones de barriles al día. Ya existen dificultades para que la oferta iguale a la demanda. La mayoría de países productores mostrados en la figura 1.2 mantienen una tendencia de extracción negativa.

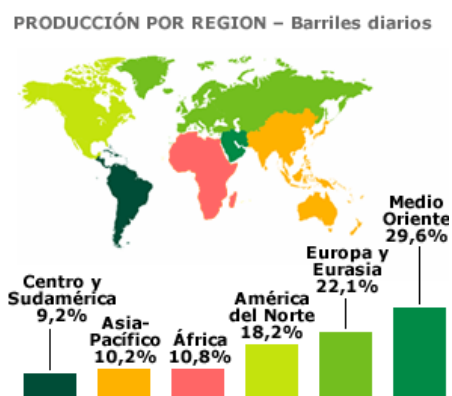


Figura 1.2. Mayores productores de petróleo. Tomado de: (“Refinación en el mundo,” 2011)

El mayor productor de petróleo es el Medio Oriente: provee cerca de un tercio del consumo mundial. Pero Europa y Eurasia (en especial, Rusia y el Reino Unido) y Estados Unidos son también grandes productores. La diferencia es que casi toda la

Capítulo 1: Estudios documentales

producción de Medio Oriente es para exportación, mientras que Estados Unidos no llega a cubrir su consumo doméstico. (“Refinación en el mundo,” 2011)

1.3. Facilidades de procesar el petróleo recuperado luego de su tratamiento

Recuperación de petróleo y lodos en refinerías

La reducción de los índices de contaminación es motivo de preocupación constante de las organizaciones de control ambiental y de la industria, dando origen al desarrollo de nuevas tecnologías para el tratamiento de efluentes líquidos (aguas de proceso) contaminados con compuestos orgánicos y aceites, emulsificados o no. (“Contaminación del medio ambiente,” 2009)

Los desechos aceitosos son una mezcla homogénea de petróleo, agua y sólidos, los cuales forman una emulsión altamente estable, que no es fácil de romper mediante métodos convencionales.

La alta estabilidad de la emulsión (Carissimi, E. et al., 2007) se debe principalmente a que los sólidos presentes, son en su mayoría ultrafinos. Adicionalmente estos tipos de desechos contienen una gran cantidad de sustancias químicas, las cuales actúan también como fuertes agentes emulsificantes.

Debido a la estabilidad de la emulsión y a que en ocasiones el desecho a tratar contiene impurezas como insectos, madera, plásticos, hojas de plantas y hasta chatarra metálica, se requiere de varios procesos de tratamiento para obtener las tres fases por separado, entre los más usados tenemos:

- Tratamiento físico
- Tratamiento térmico
- Tratamiento químico
- Tratamiento biológico

Capítulo 1: Estudios documentales

El tratamiento del crudo recuperado además de resolver el problema de la contaminación que producirían si son vertidos sin tratamientos previos, así como los riesgos a la salud ocasionados por los estanques de sedimentación, garantiza ventajas económicas para la propia empresa. Por ejemplo:

- El aceite o petróleo recuperado puede ser reutilizado como materia prima.
- Reducción significativa de todos los gastos de disposición de residuos al disminuir entre un 80 y 90 % el volumen original de los lodos.
- Menos gastos de personal por operación continua y automática
- Mínimo consumo específico de energía.

Del crudo que se encuentra en las piscinas luego de ser tratado, independientemente del método que se utilice, se obtendrá un elevado porcentaje de aceite que puede reutilizarse procesándose directamente en la refinería como materia prima. (Carissimi, E. et al., 2007)

Existe el caso de algunas refinerías que cuentan con una facilidad adecuada para el procesamiento del petróleo que se recupera de sus sistemas y con esto se evitan procesar este tipo de crudo en la planta de destilación atmosférica que por lo general no se diseñó para estas características. La operación principal de estas facilidades sigue siendo la destilación lo que por el rendimiento que proporciona este tipo de materia prima no se obtiene cortes laterales durante el fraccionamiento.

1.3.1. Columnas de destilación

Una columna de destilación simple es una unidad compuesta por un conjunto de etapas de equilibrio con un solo alimento y dos productos, denominados destilado y residuo. Incluye, por lo tanto, una etapa de equilibrio con alimentación que separa dos secciones de etapas de equilibrio, denominadas zona de enriquecimiento o rectificación y zona de agotamiento o despojamiento.

Capítulo 1: Estudios documentales

La principal ventaja de esta operación es que los productos se obtienen lo más puro posible y la principal desventaja es que es una de las operaciones donde más cantidad de calor se consume.

Se requiere de un dispositivo, como un rehervidor, donde se le transfiere calor al líquido que emerge de la etapa de equilibrio correspondiente al fondo de la columna para vaporizarlo parcialmente, de tal manera que la fracción vaporizada se recircula al fondo de la columna y se mantenga en un flujo ascendente a través de esta. La fracción no vaporizada se remueve como producto de fondo. (Pereira Simó, Julian & Blanco Prieto, José, 2000)

El vapor que emerge de la etapa superior de la sección de rectificación es condensado, y el líquido resultante se divide en dos fracciones. Una fracción se remueve como el producto de tope o destilado. La otra fracción líquida, denominada reflujo, se recircula al tope de la columna y se mantiene en un flujo descendente a través de ella, estableciendo el contacto requerido con la fase vapor ascendente para la transferencia de masa deseada en cada una de las etapas de equilibrio líquido - vapor.

En la gran mayoría de columnas de destilación, el rehervidor es parcial pero el condensador puede ser total o parcial. Si toda la fracción condensada se recircula a la columna se dice que la columna opera a reflujo total.

Las columnas de destilación complejas muestran una configuración diferente a las columnas simples. Por ejemplo, varias corrientes de alimento o varias corrientes de productos laterales.

El contacto íntimo entre el líquido y el vapor se realiza mediante dos métodos distintos:

1.- **Los rellenos** (Anexo 2): Pueden ser pequeños sólidos que se disponen en la torre (rellenos desordenados) o estructurados (rellenos ordenados). El líquido que desciende en la columna moja la superficie de dichos elementos y el vapor que asciende por los intersticios libres entre los elementos, obteniéndose así un área de contacto entre el líquido y el vapor, la mayor posible. ("Refinación del petróleo," 2010)

Capítulo 1: Estudios documentales

2.- **Los platos:** Son bandejas metálicas que obstruyen el interior de la columna, están perforado para permitir que el vapor pueda ascender en la torre, posee un vertedero el cual tiene como función mantener una cantidad de líquido siempre en el plato. El vapor penetra por los orificios y burbujea en el líquido antes de dirigirse al plato superior. El líquido sale del plato por el vertedero y se dirige al plato inferior. En la figura 1.3 se muestra su principio de funcionamiento:

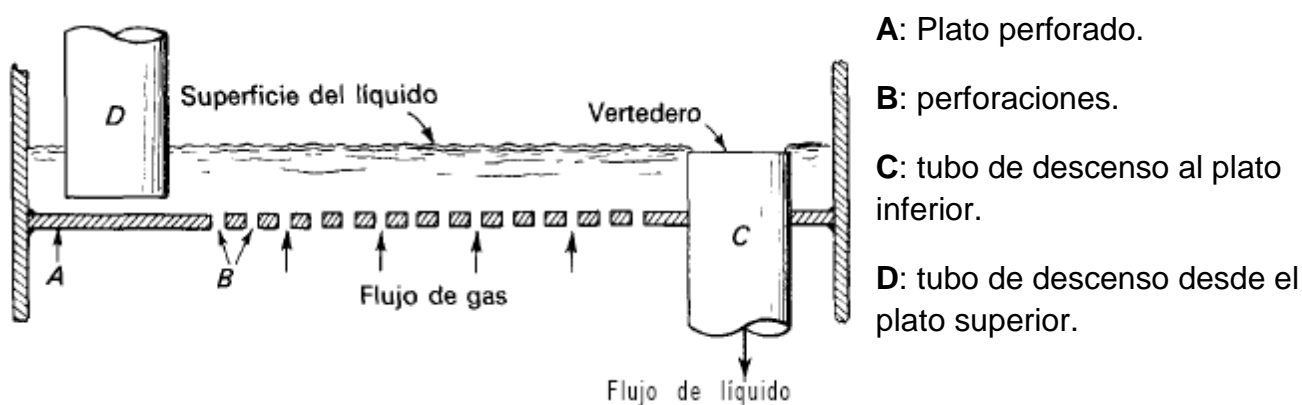


Figura 1.3: Principio de funcionamiento de los platos. Tomado de (“Refinación del petróleo,” 2010)

Existen varios tipos de platos (Anexo 3), diferenciándose por la forma de los orificios que pueden ser simples huecos o ser más elaborados, algunos están provistos de unas campanitas que tienen como función de repartir el vapor en finas burbujas, estas campanitas se denominan casquetes. Otros tienen válvulas en los agujeros, los que permite adaptar la abertura de los huecos al caudal del vapor que pasa.(V.N. Erij et al., 1989)

1.4. Control del proceso y los principales equipos que se utilizan en la destilación

Todas las operaciones de la ingeniería química dependen de la medida y el control de determinadas variables del proceso. Los instrumentos necesarios se han convertido en una parte importante de las operaciones industriales y no se consideran ya como equipos auxiliares. El control automático es uno de los pilares de los procesos

Capítulo 1: Estudios documentales

continuos y el perfeccionamiento de estas operaciones y de su control ha ido en aumento.

Según Perry, R. (1999) los procesos continuos como la refinación de petróleo, exigen que cada uno de sus pasos se lleve a cabo en condiciones rigurosamente controladas en todos los momentos. Por consiguiente la aportación de instrumentos a las industrias no debe considerarse una conveniencia sino una necesidad absoluta.

1.4.1. Las variables de los procesos y su medición

Una variable de un proceso es cualquier condición o estado del material del proceso o del medio que le rodea que está sujeto a cambiar. Las variables de los procesos químicos pueden clasificarse de diferentes maneras. Una de las más cómodas es la clasificación basada en si son afectada por:

- El estado de la energía del material
- Las relaciones de las cantidades o los flujos de los diversos materiales que intervienen en el proceso.
- Las características físicas y químicas del material

Estas variables incluyen las siguientes:

Variables relacionadas con la energía:

- Temperatura
- Presión y vacío

Variables relacionadas con la cantidad y el gasto:

- Flujo de fluidos
- Nivel de fluidos
- Espesor

Capítulo 1: Estudios documentales

Características físicas y químicas:

- Densidad o peso específico
- Humedad
- Viscosidad (Perry, R., 1999)

1.4.2. Control de procesos

Todos los procesos industriales poseen características que deciden en grado considerable la facilidad de aplicación de la regulación automática y los resultados que pueden obtenerse con ella.

El tamaño incorrecto de las válvulas es tal vez el factor al que puede atribuirse, en mayor grado que a ningún otro, el defectuoso funcionamiento de algunos sistemas automáticos de regulación.

Para evitar este efecto se debe tener la seguridad de que la caída de presión usada al calcular el tamaño coincida con la que haya realmente en el servicio. Además los gastos máximos y mínimos deben estar comprendidos en la porción lineal de la curva de levantamiento y gasto de la válvula.

El control automático se emplea para medir, suprimir, corregir, y modificar cambios de los cuatro tipos principales de variaciones en el proceso (las demás variables son también controlables):

1. Control de temperatura
2. Control de presión
3. Control de flujo
4. Control de nivel

La temperatura es un factor importante del que dependen muchas propiedades de las sustancias además de un papel significativo en la transferencia de calor por eso se dará particular atención a su control y su correlación con otras variables principales en el proceso.

Capítulo 1: Estudios documentales

Dos clases generales de dispositivos se emplean para medir temperaturas, los que dependen de:

- Cambios físicos de un sólido, un líquido o un gas.
- Fenómenos eléctricos

El control de temperatura de un fluido puede llevarse a cabo variando el flujo del medio calefactor o enfriador. Sin embargo, muchas veces el control de flujo puede ser de mayor importancia que el control de la temperatura y los métodos para mantener el flujo automáticamente garantizan consideraciones preliminares. Igual que el control de temperatura, el control de presión y nivel están a menudo íntimamente relacionados con él. (Kern, Donald Q., 1999)

1.4.3. Intercambiadores de calor

La transmisión de calor es necesaria en los procesos industriales actuales, mediante esta transmisión se consiguen ahorros de costes energéticos y máximo aprovechamiento de la energía ya disponible en el sistema.

El equipo de transferencia de calor se define por las funciones que desempeña en un proceso. Los intercambiadores recuperan calor entre dos corrientes en un proceso. El vapor y el agua de enfriamiento son servicios y no se consideran en el mismo sentido que las corrientes de proceso recuperables. (Kern, Donald Q., 1999)

Los aparatos de intercambio de calor (McCabe, Warren L. & Smith, Julian C., 2003) que se utilizan en las refinerías de petróleo, en particular, en las instalaciones de destilación directa, se dividen en los siguientes grupos:

- Intercambiadores de tubos y coraza
- Intercambiadores de placas
- Intercambiadores de doble tubo
- Intercambiadores de refrigeración por aire

Capítulo 1: Estudios documentales

Intercambiadores de tubos y coraza

Estos intercambiadores de calor son muy difundidos en las refinerías de petróleo modernas; entre ellos existen los del tipo de tubos rígidos y los con cabeza flotante. Siendo los con cabeza flotante los más usados viéndose en la figura 1.4 su proceso de intercambio de calor. En las instalaciones de destilación primaria estos equipos calientan el petróleo a costa del calor de los productos que salen, así como en calidad de condensadores-enfriadores de agua, calentadores de la materia prima de estabilización, etc.

La presencia de una rejilla móvil permite al haz de tubos desplazarse libremente dentro del cuerpo, con la particularidad de poder extraerlos con facilidad para su limpieza y sustitución. Con el fin de mejorar las condiciones de transferencia de calor los aparatos se confeccionan de pasos múltiples. (“Intercambiadores de calor,” n.d.)

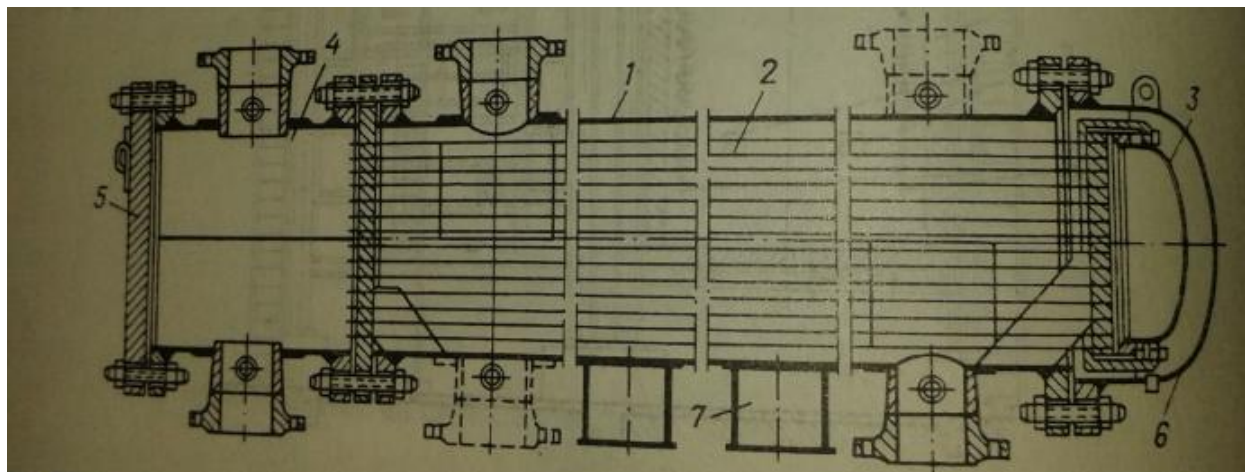


Figura 1.4. Intercambiador de calor tubular con envoltorio de cabeza flotante: 1, cuerpo; 2, haz de tubos; 3, cabeza flotante; 4, cámara de distribución; 5, tapa; 6, fondo; 7, soporte. Tomado de (V.N. Erij et al., 1989)

Proceso de intercambio de calor

Después de entrar en la cámara de distribución 4, el líquido pasa por el haz de tubos a la cabeza flotante 3 donde hace un viraje y regresa de nuevo al haz de tubos. En la cámara de distribución es posible disponer varios tabiques, aumentando de este modo

Capítulo 1: Estudios documentales

el número de pasos por los tubos. Para intensificar el intercambio en el espacio intertubular están destinados los tabiques transversales.

Intercambiadores de placas (Anexo 4)

Los intercambiadores de placas consisten en un conjunto de placas preformadas con unos canales en disposición paralela por donde circulan los fluidos. Estas placas están montadas sobre un bastidor de acero y dos placas de acero sujetadas por espárragos de apriete que compactan las placas. Cada placa dispone de 4 bocas por donde circulan los fluidos en paralelo mientras que un fluido es conducido por las placas pares y el otro por las impares consiguiendo así el necesario intercambio de calor entre ambos. (Coulson, J.M. & Richardson, J.F., 1981)

Intercambiadores de “tubo en tubo” (Anexo 5)

Este tipo de equipo se desmonta con facilidad para su limpieza y pueden utilizarse para cualquier diferencia de temperatura de los medios que intercambian el calor. Se emplean fundamentalmente para calentar los productos residuales: alquitrán o fuel oil. (V.N. Erij et al., 1989)

Intercambiadores de refrigeración por aire (Anexo 6)

La aplicación de dichos aparatos da la posibilidad de reducir el consumo de agua de recirculación, disminuir las pérdidas de los productos de petróleo con el vaciado y bajar los gastos para la reparación y la limpieza cuando es necesario eliminar la costra. Constan de un haz de tubos con colectores, un ventilador provisto de motor eléctrico, dispositivos de regulación y la parte de soporte. El intercambio de calor se efectúa por el principio de contracorriente.

Control de temperatura

Los intercambiadores no siempre requieren un control de temperatura especial. Puesto que su fin en un proceso es lograr una máxima utilización del calor, no hay razones para restringir su rendimiento mediante el uso de controles. Ordinariamente es

Capítulo 1: Estudios documentales

suficiente usar válvulas manuales que se mantienen abiertas. Los controles principales se instalan generalmente en el enfriador y calentador que son adyacentes al intercambiador.

Muchos de los problemas de instrumentación en estos equipos se originan cuando las dos corrientes son de diferente tamaño y una de ellas mucho más grande que la otra, por lo que la mayor corriente (flujo caliente) posee un rango de temperatura corto y la corriente pequeña (flujo frío) un rango muy amplio. (Kern, Donald Q., 1999)

1.4.4. Calentadores

Los calentadores se usan primariamente para calentar fluidos de proceso, y generalmente se usa vapor con este fin, aun cuando en las refinerías de petróleo el aceite caliente recirculado tiene el mismo propósito.

Control de temperatura

Pocos tipos de aparatos causan tantas dificultades como los calentadores que usan vapor de agua a baja presión con control de temperatura en la salida del fluido frío. Sin embargo, la dificultad puede eliminarse cuando se toman providencias para eliminar el condensado y el aire. Son diseñados generalmente para pequeñas diferencias de temperatura. Además, usualmente son sobrediseñados cuando están limpios, de manera que la temperatura de salida del fluido frío y la temperatura del condensado casi son las mismas. (Gregorig, Romano, 1979)

Sin control de temperatura podría acumularse líquido en el calentador hasta cubrir cierta porción de los tubos, reduciendo la superficie disponible y la carga térmica transferida, reduciéndose también la temperatura de salida del flujo caliente.

Si la corrosión en los tubos no es excesiva cuando se mantiene cierto nivel en el condensado, el flujo de vapor puede controlarse manualmente o mediante un controlador de acción propia instalándose una trampa simple para la eliminación del condensado, siempre y cuando las demandas de calor no varíen rápida y frecuentemente para permitir un ajuste manual.

Capítulo 1: Estudios documentales

1.4.5. Condensadores Parciales y Totales

Un condensador es un intercambiador de calor que convierte el vapor al estado líquido, también conocido como fase de transición mediante la extracción de calor. En la condensación o vaporización, las cantidades de calor involucradas para una libra de fluido son idénticas. Para fluidos puros a una presión dada, el cambio de fase de líquido a vapor o de vapor a líquido ocurre a una sola temperatura que es la de saturación o de equilibrio. La vaporización o condensación de un compuesto puro se efectúa isotérmicamente, ya que los cambios de transferencia de calor ocurren a presión constante. (Kern, Donald Q., 1999)

Condensadores totales

Un condensador se describe como “total” cuando todo el vapor alimentado es completamente transformado en líquido.

Condensadores parciales

Son aquellos en los que solo se condensa una parte de la corriente alimentada. En la refinación se usan para permitir que materiales volátiles en forma de reflujo se bombeen a la torre casi a la temperatura del plato superior, mientras que el resto que no es reflujo se condensa y enfría para evitar evaporaciones cuando se disminuya la presión en el tanque de almacenamiento.

Configuración de condensadores

- Horizontal con condensación en la coraza y el medio de enfriamiento en los tubos.
- Horizontal con condensación en los tubos.
- Vertical con condensación en la coraza.
- Vertical con condensación en los tubos.

Capítulo 1: Estudios documentales

Condensadores verticales

- Usualmente se emplean cuando se quiere subenfriar el condensado.
- Permite una fácil regulación de las superficies de los tubos que trabajan para la condensación.
- Aplica ecuación de Nusselt empleando caudal másico del condensado por unidad del perímetro del tubo.(Gregorig, Romano, 1979)

1.4.6. Hornos tubulares

Los hornos en la industria petrolera son unidades diseñadas para suministrar suficiente energía calórica faltante bajo un estricto control de temperatura antes de hacer su entrada a la torre de fraccionamiento. Están destinados para calentar el petróleo y sus derivados hasta temperatura altas a costa del calor desprendido durante la quema del combustible. En los procesos térmicos los hornos, con frecuencia, hacen de dispositivos de reactor. (Tanquero Díaz, Nelson, 2004)

En las refinerías de petróleo están en explotación hornos tubulares de diversas estructuras que se diferencian por el modo de transmitir calor (radiante, de convección, radiante- convectivo), el número de cámaras de combustión (de una cámara y de cámaras múltiples), el modo de quemar el combustible (hornos de combustión con llama y sin llama), el tipo de irradiación de los tubos (con irradiación uni y bilateral), el número de flujos de materia prima que se calienta (de un flujo, de dos flujos, de flujos múltiples), la disposición de los tubos del serpentín (hornos con disposición horizontal y vertical de los tubos).

1.4.7. Tambores

Los tambores son equipos utilizados en la industria del petróleo para recepcionar o separar corrientes involucradas en el proceso.

Según el esquema, capacidad diseño y tipo de proceso las plantas pueden contar con un tambor de materia prima del cual succiona la bomba de inyector, esto facilita y garantiza las operaciones permitiendo un tiempo de respuesta cuando existen fallos en

Capítulo 1: Estudios documentales

las interconexiones entre plantas cuando la operación se lleva mediante enlace rígido o fallas en los sistemas de bombeo desde los tanque de materia prima hacia las unidades de procesos.

Los tambores donde se receptiona el reflujo al tope de las torre comúnmente en las unidades de destilación de crudo cuentan con un tabique para separar por reboso el destilado del agua que condensa junto con los vapores que salen por el tope, estos tambores mayormente son cilíndricos y pueden ser verticales o horizontales.

Tambores separadores son aquellos donde se separan dos fluidos principalmente un líquido y un gas. Este tipo de tambor es poco utilizado en las unidades de destilación de crudo por los flujos que se manejan y las operaciones que se llevan a cabo, estos pueden ser esféricos y cilíndricos, estos últimos verticales y horizontales aunque los más usados son los horizontales para facilitar la separación.

1.4.8. Equipos de bombeo

En todas las instalaciones que se manejan fluidos líquidos de diferentes densidades, viscosidades y con diferentes temperaturas, de una forma u otra es necesario transportarlo por conductos o tuberías con diferentes alturas geométricas y para esto se requiere la utilización de bombas.

Esto ocurre tanto en las industrias químicas, así como en las industrias del petróleo o bien en cualquier pequeña industria o cualquier pequeña instalación. Un equipo de bombeo es un transformador de energía. Recibe energía mecánica y la convierte en energía hidráulica donde el fluido la transporta en forma de presión, velocidad y altura.

Las bombas se clasifican en tres grandes grupos: bombas de desplazamiento positivo, bombas centrífugas y bombas rotatorias. En las unidades de destilación de petróleo las bombas más comunes que se utilizan son bombas centrífugas que en función de la trayectoria del fluido se pueden clasificar en:

- Flujo radial

Capítulo 1: Estudios documentales

- Flujo axial
- Flujo mixto

En las bombas centrífugas la trayectoria del fluido sigue la dirección del eje del rodete a la entrada y perpendicular al mismo a la salida.

Ventajas principales

Caudal constante, presión uniforme, sencillez de construcción, tamaño reducido, bajo mantenimiento y flexibilidad de regulación.

Inconvenientes

Necesidad de cebado previo al funcionamiento, ya que las bombas centrífugas, al contrario que las de desplazamiento positivo, no son autoaspirantes.

Capítulo 1: Estudios documentales

Conclusiones parciales

1. Las características físico químicas del petróleo son esenciales para la selección del equipamiento y el esquema de refinación apropiado.
2. La destilación atmosférica del petróleo es un proceso fundamental en la obtención de sus derivados.
3. Sin los procesos de refinación primario del petróleo es imposible en las refinería llevar a cabo procesos más complejos de refinación.
4. Los intercambiadores de calor más utilizados en la industria petrolera son los del tipo “tubos y coraza”.

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

Capítulo 2

2.1. Introducción. Equipamiento disponible

Un ingeniero químico elabora, evalúa, optimiza y administra proyectos de inversión. Es el responsable de las diferentes operaciones de los procesos. Dentro de sus principales tareas se encuentra el estudio constante y detallado de cada alternativa para el desarrollo y mejora continua de un proceso.

Con el fin de garantizar que todo proceso ocurra con el control requerido y al menor costo posible, la evaluación de equipos existentes para nuevas condiciones de trabajo forma parte de su accionar.

En la refinería de Cienfuegos se pretende reactivar una planta que procesa el petróleo recuperado de sus instalaciones y que por cuestiones económicas no se incluyó en la reactivación de la refinería en el año 2007. Para verificar si es factible reactivarla fue necesario determinar el equipamiento existente y el estado técnico en que se encuentra. Una explicación detallada del equipamiento existente se hará en el capítulo siguiente.

Luego del levantamiento, se verificó que los principales equipos se encuentran en las posiciones concebidas por el proyecto, pero en algunos se realizan operaciones no previstas en este, utilizándose los mismos como enfriadores de flujos de otra unidad. Solo un intercambiador de calor mediante el cual se le suministraba calor al crudo antes de entrar a la torre usando como medio de calentamiento vapor había sido movido de su lugar. Además el tambor de reflujo del tope había sido trasladado para otra posición de la refinería.

Existían algunos intercambiadores y tambores que no se encontraban trabajando y por lo tanto estaban disponibles para ser utilizados. Para ello se le realizaron algunas

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

pruebas como la determinación del espesor conjuntamente con el departamento de inspección de equipos estáticos de la refinería y que serán expuestos más adelante.

Los requerimientos para la sustitución de los tambores en el caso de la planta que analizamos no exigen tanto rigor debido a su funcionamiento y condiciones de operación.

El intercambiador que más se asemejaba a las cuestiones de diseño al instalado en el proyecto fue el E-01-403/2. Esta consideración no es suficiente para demostrar que podía satisfacer las necesidades del proceso y por eso fue necesario rechequearlo bajo las nuevas condiciones del proceso. Para esto se aplicó la metodología que se plantea en el (Kern, 1999) y que se explica a continuación.

2.2. Metodología de cálculo de rechequeo de intercambiadores de calor de tubo y coraza (1-2)

Según Kern, Donald Q. (1999), cuando todas las ecuaciones pertinentes se usan para calcular la adaptabilidad de un intercambiador existente para ciertas condiciones de proceso, esta investigación se denomina apreciación de un intercambiador. Hay tres puntos de significación en la apreciación de la adaptabilidad de un intercambiador existente para un nuevo uso:

1. Obtener un nuevo coeficiente global de transferencia de calor limpio (U_C) por los dos fluidos como resultado de su flujo y sus coeficientes de películas individuales corregidos para el exterior del tubo (h_o) y para el interior referido al exterior (h_{io})
2. Del balance de calor $Q = W * C * (T_1 - T_2) = w * c * (t_1 - t_2)$ del área conocida A, y de la diferencia verdadera de temperatura para las temperaturas de proceso, se obtiene un valor de diseño o coeficiente de obstrucción U_D . U_C , debe exceder a U_D suficientemente, de manera que el factor de obstrucción, que es una medida del exceso de superficie, permita la operación del intercambiador por un período de servicio razonable.

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

3. La caída de presión permitida (ΔP , $\left[\frac{lb}{plg^2}\right]$) para las dos corrientes no debe excederse.

Cuando estas condiciones han sido alcanzadas, el intercambiador en existencia es apropiado para condiciones de proceso, para las que ha sido apreciado. Al iniciar los cálculos se deben tener en cuenta primeramente la distribución de los fluidos, cuál de los flujos caliente o frío deberá pasar por la coraza.

No hay 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. Afortunadamente cualquier selección se puede corroborar intercambiando las dos corrientes y viendo qué arreglo da los mayores valores de U , sin exceder la caída de presión permitida.

Particularmente en esta metodología se empezará los cálculos por el lado de los tubos. Los pasos detallados para apreciar un intercambiador se mostrarán a continuación. Los suscritos s y t se usan para distinguir entre coraza y tubos respectivamente. Se supone que el flujo caliente (vapor) está en la coraza. Se utiliza además el método de la temperatura media logarítmica (MLDT) para determinar la diferencia verdadera de temperatura (Δt_v)

Cálculo de un intercambiador existente.

Para el intercambiador se deben conocer los siguientes datos:

Coraza

- Diámetro interior (DI , $[plg]$)
- Espaciado entre deflectores (B , $[plg]$)
- Sección libre entre tubos (C' , $[plg]$)

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

Tubos

- Número (N_t) y longitud (L , [pie])
- Diámetro exterior (DE , [plg])
- Espaciado entre tubos (P_T , [plg])

Condiciones de proceso requeridas:

Fluido caliente: $T_1, T_2, W, c, \mu, R_d, \Delta P$

Fluido frío: $t_1, t_2, w, c, \mu, R_d, \Delta P$

Donde:

μ_{T_c}, μ_{t_c} : Viscosidad del fluido caliente o frío respectivamente a las temperaturas calóricas de los fluidos caliente y frío (T_c, t_c), [**cP**]

Pasos a seguir cuando el medio de calentamiento es vapor:

(1) Realizar un balance de calor mediante la siguiente expresión:

$$Q = W * h_{fg} = w * c * (t_1 - t_2) \quad (2.1)$$

Donde:

W, w : Flujos máscicos de los fluidos caliente y frío respectivamente, [$\frac{lb}{h}$]

c : Calores específicos del fluido frío, [$\frac{Btu}{lb \cdot ^\circ F}$]

h_{fg} : Energía específica (base masa) para el fluido caliente, [$\frac{Btu}{lb}$]

T_1, T_2, t_1, t_2 : Temperaturas de entrada y salida de los fluidos caliente y frío respectivamente, [$^\circ F$]

(2) Determinar la diferencia verdadera de temperatura (Δt_v). Método de la Media logarítmica de la diferencia verdadera de temperatura (MLDT)

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

$$MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}, [^{\circ}\text{F}] \quad (2.2)$$

$$\Delta t_v = MLDT, [^{\circ}\text{F}] \quad (\text{solo para vapor}) \quad (2.3)$$

(3) Temperatura calórica T, y t_c:

La temperatura calórica para el vapor (T_c, [°F]) es su temperatura de saturación a la presión absoluta que presenta (12 atm). Mientras que la temperatura calórica para el fluido que circula por los tubos (t_c) se determinará como el valor promedio entre su temperatura a la entrada y a la salida del intercambiador.

(4) A continuación se describirán un conjunto de ecuaciones a resolver simultáneamente por el lado de los tubos y la coraza respectivamente:

Lado Coraza	Lado Tubos
Fluido caliente (vapor)	Fluido frío (petróleo recuperado- fuel oil)
Área de flujo: α _s , [pie ²]	Área de flujo α _t , [pie ²]
(5) $\alpha_s = \frac{DI * C' * B}{144 * P_T} \quad (2.11)$	Determinar primeramente α' _t : Área de flujo por tubo, [plg ²] de Anexo 7 y luego sustituir en la Ec.
(6) Masa velocidad G _s $\left[\frac{\text{lb}}{\text{hpie}} \right]$	Masa velocidad G _t $\left[\frac{\text{lb}}{\text{hpie}} \right]$
$G_s = \frac{W}{\alpha_s} \quad (2.12)$	$G_t = \frac{W}{\alpha_t} \quad (2.5)$

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

<p>(7) Diámetro equivalente</p> <p>Obtener D_e [pie] <i>Anexo 11</i></p> <p>Sustituir los valores en la Ec.</p> $Re_s = \frac{D_e * G_s}{\mu} \quad (2.13)$ <p>(solo para caída de presión)</p>	<p>Diámetro interior del tubo D [pie]</p> <p>Obtener μ'_{t_c}, $\left[\frac{lb}{hpie}\right]$ <i>Anexo 8</i></p> <p>Sustituir los valores en la Ec.</p> $Re_t = \frac{D * G_t}{\mu'_{t_c}} \quad (2.6)$
<p>(8) Coeficiente de película individual por el exterior del tubo h_o, $\left[\frac{Btu}{hpie^2 \cdot ^\circ F}\right]$ (solo para vapor)</p> $\frac{h_o}{\phi_s} = 1500 \quad (2.14)$ <p>$\phi_s = 1$ (baja viscosidad)</p>	<p>Factor de transferencia de calor j_H <i>Anexo 9</i></p>
<p>(9)</p> $h_o = \frac{h_o}{\phi_s} * \phi_s$ $= 1500 \frac{Btu}{hpie^2 \cdot ^\circ F} \quad (2.15)$	<p>Para μ'_{t_c} y $^\circ API$</p> $k \left(\frac{c * \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}, \left[\frac{Btu}{hpie^2 \cdot ^\circ F}\right] \quad \text{Anexo 10}$
<p>(10) Temperatura de la pared del tubo t_w, [$^\circ F$]</p>	<p>Coeficiente de película individual por el interior del tubo h_i, $\left[\frac{Btu}{hpie^2 \cdot ^\circ F}\right]$</p> $h_i = j_H * \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} * \phi_t \quad (2.7)$

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

$$(11) \quad t_w = t_c + \frac{h_o}{h_o + \frac{h_{io}}{\phi_t}} (T_c - t_c) \quad (2.16)$$

(12)

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_H * \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (2.8)$$

Compute

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} * \frac{DI}{DE} \quad (2.9)$$

A $t_w = [^{\circ}\text{F}]$ obtener

$$\mu'_w = \left[\frac{\text{lb}}{\text{hpie}} \right] \phi_t = \left(\frac{\mu'_{t_c}}{\mu'_w} \right)^{0.14} \text{ Anexo 8}$$

Compute

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} * \phi_t \quad \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hpie}^2\text{°F}} \right] \quad (2.10)$$

(13) Cálculo de Coeficiente limpio U_C :

$$U_C = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} * h_o}, \quad \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hpie}^2\text{°F}} \right] \quad (2.17)$$

(14) Conociendo la superficie de transferencia de calor (A , [pies^2]) y la diferencia verdadera de temperatura del proceso (Δt_V , [$^{\circ}\text{F}$]). Se obtiene un valor de diseño o coeficiente de obstrucción U_D

$$U_D = \frac{Q}{A * \Delta t_V}, \quad \left[\frac{\text{Btu}}{\text{hpie}^2\text{°F}} \right] \quad (2.18)$$

Determinar si $U_C > U_D$ 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.

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

(15) Determinar el Factor de obstrucción R_d

$$R_{d_{requerido}} = R_{d_o} + R_{d_i}, \quad \left[\frac{hpie^{2^\circ F}}{Btu} \right] \quad (2.19)$$

Donde:

R_{d_o} R_{d_i} : Factores de obstrucción para el fluido que circula por el exterior y por el interior de los tubos respectivamente, $\left[\frac{hpie^{2^\circ F}}{Btu} \right]$

$$R_{d_{calculado}} = \frac{U_C - U_D}{U_C * U_D}, \quad \left[\frac{hpie^{2^\circ F}}{Btu} \right] \quad (2.20)$$

$$R_{d_{calculado}} \geq R_{d_{requerido}}$$

16. Calculo de la caída de presión

La caída de presión se determina si el factor de R_d permite la operación del intercambiador de calor. Depende de muchos factores que serán calculados utilizando la siguiente metodología.

Si su valor no excede las caídas de presión de cada fluido entonces el intercambiador puede ser utilizado para las nuevas condiciones del proceso.

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

Lado coraza (vapor)

- (1) Para Re_s y $^\circ API$ obtener factor de fricción (f):

$$f = \left[\frac{pie^2}{plg^2} \right] \quad \text{Anexo 14}$$

V (volumen específico)

$$= \left[\frac{pie^3}{lb} \right] \quad \text{Anexo 15}$$

A $T_c = [^\circ F]$

$$s = \frac{1}{v * 62.5} \quad (2.25)$$

- (2) Número de cruces

$$N + 1 = \frac{12L}{B} \quad (2.26)$$

- (3) Caída de presión lado de la coraza

$$\Delta P_s = \frac{f * G_s^2 * DI * (N + 1)}{5.22 * 10^{10} * D_e * s * \phi_s} \left[\frac{lb}{plg^2} \right] \quad (2.27)$$

- (4)

Lados Tubos (petróleo recuperado-fuel oil)

- Para Re_t y $^\circ API$ obtener factor de fricción (f)

$$f, \left[\frac{pie^2}{plg^2} \right] \quad \text{Anexo 12}$$

v (volumen específico)

$$= \frac{G_t}{3600 * 62.5} \left[\frac{pie^3}{lb} \right] \quad (2.21)$$

A $t_c = [^\circ F]$

s (gravedad específica) Anexo 13

Caída de presión en los tubos

$$\Delta P_t = \frac{f * G_t^2 * L * n}{5.22 * 10^{10} * D * s * \phi_t} \left[\frac{lb}{plg^2} \right] \quad (2.22)$$

Pérdida de regreso

$$\Delta P_r = \frac{4 * n}{s} * \frac{v^2}{2 * 62.5} \left[\frac{lb}{plg^2} \right] \quad (2.23)$$

Caída total de presión en los tubos

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

$$\left| \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r, \quad \left[\frac{lb}{plg^2} \right] \right. \quad (2.24)$$

Y con este paso se concluye el rechequeo de un intercambiador de calor de tubo y coraza.

2.3. Metodología de cálculo de evaluación económica

Según Martín, Wilfredo F., Gil Fundora, Silvia, López Batista, Eduardo, & Castellanos Álvarez, Juan A. (2006) el estudio de la evaluación económica es la parte final de toda la secuencia de análisis de la factibilidad de un proyecto. Es necesario demostrar que la inversión propuesta será económicamente rentable.

Por lo tanto es un método de análisis útil para adoptar decisiones racionales ante diferentes alternativas. Integra en su análisis tanto los costos monetarios, como los beneficios expresados en otras unidades relacionadas con las mejoras en las condiciones de vida de un grupo.

El valor actual neto (VAN) y la tasa interna de rendimiento (TIR) se mencionan juntos porque en realidad es el mismo método, solo que sus resultados se expresan de manera distinta y son de los criterios económicos más ampliamente utilizados en la evaluación de proyectos de inversión. (“Economía de inversiones,” 2005)

Para determinar la factibilidad económica de la reactivación del bloque que se encargará del procesamiento del crudo recuperado se hará uso de la siguiente metodología:

1. Determinación de los indicadores económicos relacionados con la inversión
 - Costo total de la inversión
 - Costos totales de producción
 - Ganancia del proceso

El estimado de los indicadores se obtuvo aplicando la metodología planteada por Peters, Max S. & Timmerhaus, Klaus D. (1999)

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

Estimado del Costo total de inversión del proyecto

Para el estimado del costo total de inversión, se determinó el costo del equipamiento utilizado, el cual tiene una gran incidencia en este, específicamente en los elementos que contiene la inversión fija, de esta manera se tiene que:

$$\begin{aligned} \text{Costo de Inversión Total (IT)} \\ = \text{Inversión Fija (IF)} + \text{Inversión de Trabajo (It)} \end{aligned} \quad (2.28)$$

$$\text{Inversión Fija} = \text{Costo Directo (CD)} + \text{Costos Indirectos (CI)} \quad (2.29)$$

$$\text{Inversión de trabajo} = 10 \% \text{ IT} \quad (2.30)$$

Los parámetros a tener en cuenta para calcular el IF y por transitividad poder calcular IT se muestran en la tabla 2.1

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

Tabla 2.1. Indicadores para obtener el valor de la inversión fija del proyecto. Elaboración propia.

Costos directos	Indicador	
	Equipamiento	
	Instalación de equipos	
	Aislamiento	
	Instrumentación y control	
	Tuberías	
	Instalaciones eléctricas	
	Servicios	Generación de vapor
		Distribución del vapor
		Suministro de agua
Distribución de la electricidad		
Costos indirectos	Supervisión e Ingeniería	
	Gastos de construcción	
	Gastos de puesta en marcha	
	Imprevistos	

Costos totales de producción

Costos Totales de Producción (CTP)

$$= \text{Costos de Fabricación (CF)} + \text{Gastos Generales (GG)} \quad (2.31)$$

$$\text{Costos de fabricación} = \text{Costos Directos (CD)} + \text{Gastos Generales (GG)} \quad (2.32)$$

En el estimado del costo de producción, para la obtención de los productos de la tecnología propuesta, se tuvieron en cuenta, los gastos de materia prima, mano de

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

obra y requerimientos del proceso, los demás elementos se determinaron, según la metodología expuesta por Peters, Max S. & Timmerhaus, Klaus D. (1999)

- Costos de materia primas

Precio del petróleo recuperado en el mercado.

- Mano de obra

Se calcula multiplicando la cantidad de trabajadores que operarán en el proyecto y el monto del salario anual.

- Costo de la electricidad

Se estipula a partir de la potencia (kW) que requerirá la planta por el precio de la electricidad.

- Costo de vapor saturado

Se necesita la cantidad de vapor que se utilizará en el proceso y el precio del mismo.

- Costo de agua

Se determina desde la relación directamente proporcional de la cantidad de agua y el precio de la misma

Nota: Los demás indicadores se calculan a partir de estos que se analizaron y los resultados se expone en la tabla 2.2.

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

Tabla 2.2. Cálculo de los costos de fabricación. Elaboración propia.

Costos de fabricación	Costos directos de producción	Indicador	Fórmula
		Materias primas	
		Mano de obra	
		Supervisión	$0.1 * \text{Mano de obra}$
		Requerimientos de electricidad, vapor y agua	
		Mantenimiento y reparaciones	$0.02 * IF$
		Suministros	$0.1 * \text{Mtto. y Reparac.}$
		Laboratorio	$0.1 * \text{Mano de obra}$
	Costos fijos	Depreciación	$IT / (\text{Vida útil})$
		Seguros	$0.004 * IF$
Impuestos		$0.01 * IF$	
Costos externos	Otros costos	$0.5 * (\text{M. Obra} + \text{Superv.} + \text{Mtto.})$	

Los gastos generales dependen a su vez de otros indicadores y se pueden determinar a partir de lo expuesto en la Tabla 2.3

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

Tabla 2.3: Determinación de los Gastos generales. Elaboración propia.

Gastos generales	
Indicadores	Fórmula
Administraciones	$0.15*(M. Obra+Superv.+Mtto.)$
Distribución y ventas	$0.02*CTP$
Investigación y desarrollo	$0.02*CTP$

Ganancia del proceso (G)

Es la diferencia entre el valor total de la producción (V.P) y los CTP

$$G = V.P - CTP \quad (2.33)$$

Mientras que para determinar el V.P es necesario conocer el precio de venta de los productos que se obtienen del proyecto que en el caso a tratar son fuel oil y nafta, así como la producción que se tuvo de cada uno de ellos indistintamente.

Para el cálculo de las herramientas económicas se utiliza la metodología de Martín, Wilfredo F., Gil Fundora, Silvia, López Batista, Eduardo, & Álvarez Castellanos, Juan A. (2006), la base de cálculo tiene la misma aplicación para los indicadores económicos que la utilizada por Peters, Max S. & Timmerhaus, Klaus D. (1999).

2. Cálculo de VAN

El valor del dinero varía a través del tiempo mediante la siguiente expresión:

$$P_n = \frac{P_i(1 + tg)n}{(1 + ti)n} \quad (2.34)$$

Donde:

P_n – Capital dentro de un tiempo futuro

P_i –Capital inicial o actual

tg – tasa de ganancia

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

ti – tasa de descuento

n – número de períodos (años)

Según (Martín, Wilfredo F., Gil Fundora, Silvia, López Batista, Eduardo, & Álvarez Castellanos, Juan A., 2006) el inversionista invierte teniendo en cuenta dos factores: primero, debe ser tal su ganancia, que compense los efectos inflacionarios, y en segundo término, debe ser un premio o sobretasa por arriesgar su dinero en determinada inversión. O sea que:

$$ti = i + f + (i * f) \quad (2.35)$$

Siendo:

i – inflación

f – premio del riesgo

Entonces antes de invertir, un inversionista siempre tiene en su mente una tasa mínima de ganancia sobre la inversión propuesta, llamada Tasa Mínima Aceptable de Rendimiento (TMAR).

VAN es el valor monetario que resulta de restar la suma de los flujos descontados a la inversión inicial.

$$VAN = -P_i + \frac{FNE_1}{(1 + ti)^1} + \frac{FNE_2}{(1 + ti)^2} + \frac{FNE_3}{(1 + ti)^3} + \frac{FNE_4}{(1 + ti)^4} + \frac{FNE_5}{(1 + ti)^5} \quad (2.36)$$

Los criterios de aceptación de evaluación son: si $VAN \geq 0$, acéptese el proyecto; si $VAN < 0$, rechácese. El valor del VPN, es inversamente proporcional al valor de la tasa de descuento, de modo que la tasa de descuento es la TMAR, en dependencia del rendimiento pedido a la inversión así será el VAN.

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

3. Cálculo del TIR

El TIR es la tasa que iguala la suma de los flujos descontados a la inversión inicial, o sea el VAN es igual cero.

$$P_i = \frac{FNE_1}{(1+ti)^1} + \frac{FNE_2}{(1+ti)^2} + \frac{FNE_3}{(1+ti)^3} + \frac{FNE_4}{(1+ti)^4} + \frac{FNE_5}{(1+ti)^5} \quad (2.37)$$

Si el $TIR > TMAR$, se acepta la inversión.

Nota: El TIR y el VAN serán determinados con la ayuda del programa Microsoft Excel 2010.

Capítulo 2: Metodologías de evaluación técnica-económica

Conclusiones parciales

1. Para que un intercambiador de calor sea adecuado a nuevas condiciones de proceso:

- $U_C > U_D$
- La caída de presión para cada fluido no debe exceder la permisible, siendo esta igual a 10 lb/plg².

2. Las herramientas de evaluación económicas más aplicadas para determinar la aceptación de una inversión son el valor actual neto, la tasa interna de retorno y el período de recuperación de la inversión.

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Capítulo 3

3.1. Generalidades de la refinería “Camilo Cienfuegos”

De forma global la refinería se puede dividir en cinco partes fundamentales:

1. Unidades de Producción
2. Área de almacenaje de productos
 - Tanques de crudo
 - Tanques para productos terminados
 - Tanques para productos intermedios
 - Balas y esferas para GLP
 - Tanques para agua y el deslastre de barcos
3. Muelle petrolero
4. Facilidades Auxiliares
5. Planta de Tratamiento de Residuales

Las unidades productivas que actualmente se encuentran operando son:

- Destilación atmosférica
- Fraccionamiento de gases
- Reformación catalítica y su bloque de Hidrofinación de nafta
- Hidrofinación de diesel y su bloque de Regeneración de amina
- Endulzamiento de turbo

Destilación atmosférica

Concebida para el procesamiento de un crudo de la antigua URRS, actualmente se encuentra procesando una mezcla 88-12 % respectivamente de crudo mesa 30 merey 16 ambos de origen venezolanos. En esta se encuentra la facilidad de procesar todo el petróleo que se recupera en la planta de tratamiento de residuales. Evaluar económica y técnicamente su reactivación constituye el objeto de estudio de este trabajo.

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Tabla 3.1. Condiciones de trabajo del D-01-127. Elaboración propia

Temperatura (°C)	60-80
Presión (kgf/cm²)	Hidrostática

El nivel en el D-01-127 se mantiene por el controlador de nivel LIC-01-100-46, cuya válvula está instalada en la línea de entrada del producto derivado de petróleo colectado al D-01-127, se prevé la señal de nivel máximo, mínimo y la señal de separación de las fases. En el tambor se realiza el control de la temperatura in situ TI-01-100-41/145.

Del tambor D-01-127 el producto derivado del petróleo colectado es bombeado por las bomba P-01-139 o P-01-139R a través del intercambiador E-01-121 donde se calienta por el producto de fondo de la torre T-01-105, calentador de vapor E-01-122 y con la temperatura de 182 °C se inyecta a la torre T-01-105 cuyas condiciones de trabajo se presentan en la tabla 3.2.

El flujo constante se asegura por el controlador de flujo FIC-01-100-103 cuya válvula está instalada a la descarga de las bombas P-01-139 y P-01-139R.

La temperatura del producto derivado de petróleo colectado a la salida del E-01-122 es regulado por el regulador de temperatura TIC-01-100-28 cuya válvula está instalada en la línea de inyectado del vapor de agua al E-01-122.

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Tabla 3.2. Condiciones de trabajo de la T-01-105. Elaboración propia

Temperatura (°C)	Tope 132
	Fondo 238
Presión (MPa-kgf/cm ²)	Tope 0,05/0,5
	Fondo 0,07/0,7

La temperatura del tope de la torre T-01-105 es registrada en el panel de control por el indicador de temperatura TI-01-100-35/7. Los vapores de la torre T-01-105 (vapores de nafta y agua) son condensados y enfriados en los condensadores-enfriadores 1,2-E-01-124 y enviados al tambor de reflujo D-01-128 con una temperatura 40 °C. En la tabla 3.3 se muestran las condiciones de trabajo de este tambor.

La temperatura constante a la salida de 1,2-E-01-124 se asegura por el controlador de temperatura TIC-01-100-30 cuya válvula está situada a la salida del agua caliente del condensador-enfriador 1,2-E-01-124.

Tabla 3.3. Condiciones de trabajo para el D-01-128. Elaboración propia

Temperatura (°C)	40
Presión (MPa-kgf/cm ²)	Hidrostática

En el tambor D-01-128 se separa el agua y se drena automáticamente a la canalización mediante la válvula que se encuentra en la línea de descarga del agua a la canalización, la misma abre cuando el controlador de nivel LIC-01-100-48 registra alto nivel de agua.

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

La nafta del tambor D-01-128 por la bomba P-01-138 y P-01-138R es enviada al tope de la torre T-01-105 como reflujo y el exceso de nafta con una temperatura de 40 °C y presión 0,6 MPa-6,0 kgf/cm² se dirige a mezclarse con el componente de nafta industrial procedente de la sección 300-1 para ir a tanque.

El nivel de la nafta en el D-01-128 se mantiene automáticamente por el regulador de nivel LIC-01-100-47 cuya válvula está situada a la descarga de las bombas P-01-138/P-01-138R en la línea del exceso de nafta, dicha nafta es registrada por el indicador de flujo FI-01-100-105.

El flujo de reflujo al tope de la T-01-105 es regulado por el controlador de flujo FIC-01-100-104. La presión en el fondo de la torre es registrada en el panel de control por el indicador de presión PI-01-100-53.

El calor adicional a la columna T-01-105 es introducido por el chorro caliente que se recircula a través del rehervidor E-01-123 donde el portador de calor es el fuel oil proveniente del fondo de la T-01-102. El producto de fondo de la torre T-01-105 va al rehervidor E-01-123, es succionado por las bombas P-01-137/P-01-137R y descargado hacia E-01-121 para ceder calor al inyector y luego se dirige al área de tanque como componente del fuel oil con una temperatura de 80 a 100 °C y presión 0,6 MPa-6,0 kgf/cm².

El flujo del componente de fuel oil es registrado en el panel de control por el indicador de flujo FI-01-100-106. La temperatura del componente de fuel oil a la salida del E-01-121 es controlado in situ por el indicador de temperatura TI-01-100-41/149.

El nivel en el rehervidor E-01-123 se mantiene automáticamente por el controlador de nivel LIC-01-100-45 cuya válvula está situada en la línea de salida del componente de fuel oil a tanque.

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

La temperatura del fondo de la torre T-01-105 es regulada por el controlador de temperatura TIC-01-100-29 cuya válvula está situada en el desvío del portador de calor (fuel oil) junto al rehervidor E-01-123. La temperatura del fuel oil a la salida del E-01-123 es registrada en el panel de control por el indicador de temperatura TI-01-100-42-E/6.

3.3. Levantamiento de equipos, sistemas de tubería e instrumentos existentes en planta

Para determinar el estado que se encontraba la planta fue necesario realizar una defectación de cada uno de los equipos vinculados al proceso incluyendo los sistemas de tubería y la instrumentación para el control de las variables del mismo.

Tambores (Anexo 17)

Tambor de materia prima D-01-127: se encuentra en la posición concebida en el proyecto ruso.

Intercambiadores de calor (Anexo 18)

- Intercambiador de precalentamiento de la materia prima (E-01-121): se encuentra ubicado en la posición concebida en el proyecto ruso, actualmente se enfría la fracción de diesel proveniente del nudo de mezcla de la sección 100 antes de ser enviada para tanque.
- Intercambiador de calentamiento de la materia prima (E-01-122): solamente se encuentra la base, en la reactivación de la refinería en el año 2007 este fue utilizado para calentar el combustible líquido (fuel oil) que se quema hornos de la planta combinada, en sustitución del E-01-118 intercambiador concebido por proyecto para esta operación.

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

- Rehervidor de fondo de la T-01-105 (E-01-123): se encuentra ubicado en la cota 720 al lado de su base, en esta se montó un intercambiador para enfriar la fracción de turbo proveniente del nudo de mezcla de la sección 100 antes de ser enviada para tanque.
- Enfriadores-condensadores de los vapores de nafta que salen por el tope de la T-01-105 (1,2-E-01-124): se encuentran ubicados en las posiciones concebidas por el proyecto ruso, actualmente en ellos se enfría parte de la fracción de fuel oil antes de ser enviada para tanque.

Torre (Anexo 19)

La torre fraccionadora T-01-105 se encuentra ubicada en su base.

Bombas (Anexo 20)

- Bombas de inyectos a la planta P-01-139 y P-01-139R: se encuentran solamente las volutas.
- Bombas de evacuación del componente fuel oil P-01-137 y P-01-137R.
 - P-01-137: se encuentra motor eléctrico, la voluta y la tapa.
 - P-01-137R: se encuentra motor eléctrico y voluta.
- Bombas de evacuación del componente de nafta P-01-138 y P-01-138R: se encuentran motores eléctricos, volutas, impelentes, sellos, semicoupling, árbol y rodamientos.

Instrumentación

Solo aproximadamente el 3 % de la instrumentación concebida por el proyecto ruso se encuentra ubicada en planta.

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Sistemas de tubería

En general los sistemas de tuberías que se encuentran instalados representan aproximadamente entre el 80-85 % de los sistemas concebidos por el proyecto, algunos tramos de líneas fueron recuperado para su utilización en sistemas montados en otras áreas de la combinada y otros fueron afectados cuando se conectaron los sistemas para la reutilización de los intercambiadores.

Accesorios

En general los accesorios que se encuentran representan aproximadamente el 60 % de los concebidos en el proyecto ruso. Muchos de estos han sido utilizados en otras áreas de la planta combinada.

3.4. Relación de los equipos existentes que se pudieran utilizar según su estado técnico

Para la selección de los equipos existentes en planta que se pudieran utilizar en la reactivación de la facilidad de procesamiento de petróleo recuperado se tuvo en cuenta el criterio y resultados de mediciones realizadas de espesor al equipamiento en conjunto con el departamento de inspección de equipos estáticos de la dirección técnica de la refinería “Camilo Cienfuegos”. (Anexos 21, 22, 23, 24 y 25)

Se considera en este trabajo que los intercambiadores de calor E-01-121 y 1,2-E-01-124 que se encuentran operando actualmente para enfriar la fracción de diesel y parte de la fracción de fuel oil antes de enviarse para tanque deben reutilizarse para las operaciones que fueron concebidas en el proyecto ruso, dado que en el espacio disponible en la facilidad de tratamiento de petróleo recuperado no es posible la construcción de nuevas bases e instalación de nuevos intercambiadores.

Se analizó el impacto que provocaría esta variación y no se apreciaron desviaciones apreciables en la temperatura con la que irían las fracciones de turbo y fue oil a tanque

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

debido a que aguas arriba del E-01-121 y E-01-124 existen enfriadores por aire concebidos por el proyecto que garantizan el enfriamiento necesario para cumplir la premisa que los derivados del petróleo deben ir a tanque a una temperatura menor que la del punto de inflamación (Anexo 26), en el caso de la fracción fuel oil el impacto en la temperatura disminuye con la reactivación del bloque de la T-01-105 debido a que parte de la fracción de fuel oil cede calor en el rehervidor E-01-123.

3.4.1. Relación de equipos y sistemas que se deben adquirir

Al encontrarse la planta un periodo de tiempo prolongado sin trabajar muchos equipos y sistemas fueron utilizados en sustitución de equipos de otras secciones con el fin de garantizar el funcionamiento de las unidades que se encontraban operando, a continuación se relacionan los principales equipos que se deben adquirir para la reactivación de la planta.

Tambor de reflujo (Anexo 27)

La planta no cuenta con el tambor de reflujo D-01-128, en la reactivación de la refinería en año 2007 este tambor fue utilizado como el tambor D-01-1098 en el área del flare, por este tambor se propone utilizar el tambor D-01-408 ya que sus características de diseño lo permiten.

Intercambiador de calentamiento de la materia prima

Al ser utilizado el intercambiador de calentamiento de la materia prima E-01-122 en la reactivación de la refinería se propone utilizar en función de este el intercambiador E-01-403/2 y se analizará haciendo uso de la metodología de rechequeo antes explicada.

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Bombas

Dado el estado técnico en que se encuentran las bombas y el tiempo que se encuentran sin operar se consulta con los inspectores de equipos dinámicos de la dirección técnica y se concluye que todas las bombas deben recibir una reparación capital (Anexo 28 a) y b)).

Sistemas de tubería

Sistemas de tubería que se deben reponer porque no se encuentran completa o por no existencia:

- Línea de alimentación a la T-105 desde salida del E-122, tubería ASTM A-106 \varnothing 200 mm, tramo estimado 50 m.
- Línea de vapor de agua al E-122, tubería ASTM A-106 \varnothing 150 mm, tramo estimado 50 m.
- Línea salida del tope hasta los enfriadores condensadores 1.2-E-124, tubería ASTM A-106 \varnothing 250 mm, tramo estimado 20 m.
- Línea salida desde los enfriadores condensadores 1.2-E-124 hasta el tambor de reflujo D-128, ASTM A-106 \varnothing 100 mm, tramo estimado 25 m.
- Línea salida desde el D-128 a la succión de la P-138 y P138R, tubería ASTM A-106 \varnothing 80 mm, tramo estimado 25 m.
- Línea de reflujo a la T-105, descarga P-138 y P138R hasta el nivel de la torre donde se encuentra el plato 1, tubería ASTM A-106 \varnothing 80 mm, tramo estimado 50 m.
- Línea componente fuel oil, succión desde el E-123 de las P-01-137 y P-01-137R, tubería ASTM A-106 \varnothing 100 mm, tramo estimado 40 m.
- Línea de fondo de T-105 al E-123, tubería ASTM A-106 \varnothing 250 mm, tramo estimado 10 m.

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

- Línea de recirculación caliente E-123 a T-105, tubería ASTM A-106 \varnothing 200 mm, tramo estimado 40 m.
- Línea fuel oil fondo de T-102 a E-123, tubería ASTM A-106 \varnothing 150 mm, tramo estimado 120 m.
- Línea descarga de válvulas de seguridad desde D-128 hasta línea de venteo al flare, tubería ASTM A-106 \varnothing 50 mm, tramo estimado 15 m.
- Línea descarga de válvulas de seguridad desde D-128 hasta línea de venteo a la atmósfera, tubería ASTM A-106 \varnothing 50 mm, tramo estimado 15 m.

Sistemas de tubería que se deben reponer por bajo espesor debido al ataque de la corrosión:

- Línea de crudo recuperado desde la sección 1000 hasta la de entrada la planta, tubería ASTM A-106 \varnothing 80 mm, tramo estimado 80 m.
- Línea descarga de P-139 y P139R hasta E-121, tubería ASTM A-106 \varnothing 80 mm, tramo estimado 30 m.
- Línea de vapor de agua en la planta, hasta T-105, tubería ASTM A-106 \varnothing 50 mm, tramo estimado 100 m.
- Línea de agua técnica en la planta, hasta T-105, tubería ASTM A-106 \varnothing 50 mm, tramo estimado 80 m.

3.5. Rechequeo del intercambiador de calor E-01-403/2 para su posible utilización en la antigua posición del E-01-122

Siguiendo la metodología explicada anteriormente se pretende determinar si el intercambiador disponible en la refinería E-01-403/2 puede utilizarse para de esta manera evitar la compra de un nuevo equipo, lo cual encarecería la inversión. Los datos del E-01-403/2 se muestran en la tabla 3.4.

Las características de los fluidos que circulan por los tubos y la coraza se encuentran en las tablas 3.5 y 3.6 respectivamente. Al ser el vapor el medio de calentamiento se

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

deben tener consideraciones especiales para el cálculo, ya que se trabaja con sus condiciones de saturación.

Tabla 3.4. Datos del E-01-403/2. Elaboración propia

Parámetro	Valor	Sistema Internacional (SI)
B, plg	10.24	0.260 m
C', plg	0.28	0.007
DI, plg	19.685	0.5
DE, plg	1	0.025 m
Di, plg	0.79	0.020 m
L, pie	19.685	6 m
P_T, plg	1.260	0.032 m
Número de tubos	190	190
Paso por tubos (n)	2	
Paso por coraza	1	

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Tabla 3.5. Características y parámetros del petróleo recuperado. Elaboración propia

Parámetros	Datos del fluido que circula por los tubos (crudo)	
	Sistema Inglés	Sistema Internacional
$t_1, ^\circ\text{F}$	176	353.15 K
$t_2, ^\circ\text{F}$	359.6	403.15 K
$w, \text{lb/h}$	36508.55	2.067 kg/s
$C_p, \text{Btu}/(\text{lb}^\circ\text{F})$	0.55	0.002 kJ/kgK
$\rho, \text{lb}/\text{pie}^3$	58.62	860 kg/m ³
μ, cP	1.885	0.011 Pa*s
$k(c \mu/k)^{1/3}, \text{Btu}/(\text{hpie}^2^\circ\text{F})$	0.25	141.95 W/m ² K
$R_d, (\text{hpie}^2^\circ\text{F})/\text{Btu}$	0.003	$2.64 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2\text{K/W}$

Tabla 3.6. Características y parámetros del vapor. Elaboración propia

Parámetros	Datos del fluido que circula por la coraza (vapor)	
	Sistema Inglés	Sistema Internacional
$P_{\text{absoluta}}, \text{psi}$	176.351	12 atm
T. saturación, $^\circ\text{F}$	371.39	461.7 K
$h(\text{fg}), \text{Btu}/\text{lb}$	852.11	1 980. 68 KJ/kg
$W, \text{lb/h}$	375.629	0.047 kg/s
$\rho, \text{lb}/\text{pie}^3$	58.62	939 kg/m ³
μ, cP	0.015	$0.15 \cdot 10^{-4} \text{ Pa*s}$
$R_d, (\text{hpie}^2^\circ\text{F})/\text{Btu}$	0	0

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Aplicando la metodología descrita anteriormente los resultados obtenidos para determinar si el intercambiador disponible en la refinería E-01-403/2 puede ser utilizado según las condiciones de proceso con que operaba el E-01-122 se muestran en la tabla 3.7. Para facilitar los cálculos se hizo uso de la hoja de cálculo de Microsoft Excel 2010.

Tabla 3.7. Resultados del rechequeo para el intercambiador E-01-403/2

Variables	Valor	Sistema Internacional (SI)
Q, Btu/h	3684716.279	1079.160 kW
Δt_v , °F	65.39	291.700 K
a_T , pie ²	0.479	0.045 m ²
a_S , pie ²	0.784	0.073 m ²
Re_T	1660.981	-
Re_S	12609.81	-
h_{io} , Btu/(hpie ² °F)	0.3911	2.221 W/m ² K
h_o , Btu/(hpie ² °F)	1500	8 517.395 W/m ² K
A, pie²	1700.698	158 m ²
U_C , Btu/(hpie ² °F)	0.39	2.215 W/m ² K
U_D , Btu/(hpie ² °F)	33,13	188.121 W/m ² K
$Rd_{Calculado}$, (hpie ² °F) /Btu	-2.53	-
$Rd_{Requerido}$, (hpie ² °F) /Btu	0.003	2.64*10 ⁻⁴ m ² K/W
ΔP_T , psi	No se calcula	No se calcula
ΔP_S , psi	No se calcula	No se calcula

Análisis de los resultados: Como se puede comprobar este intercambiador no es adecuado para las nuevas condiciones, ya que el coeficiente de obstrucción (U_D) excede al valor del coeficiente total limpio (U_C). Esto implica que el factor de

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

obstrucción (R_d) tenga valor negativo, por lo tanto, será imposible la operación del intercambiador de calor.

3.6. Rechequeo del intercambiador de calor E-01-403/2 para su posible utilización en la antigua posición del E-01-118

Como se comprobó que el intercambiador con que se contaba no cumplía los requisitos necesarios, se optó por probar si podía ser utilizado como E-01-118 (en la posición donde se encuentra actualmente el E-01-122) y así devolver este último a su posición original según proyecto de diseño. Por tanto los datos del equipo son los mismos de la tabla 3.4. Las nuevas características de los fluidos frío y caliente se muestran en las tablas 3.8 y 3.9 respectivamente.

Tabla 3.8. Características del petróleo recuperado. Elaboración propia

Parámetros	Datos del fluido que circula por los tubos (fuel oil)	
	Sistema Inglés	Sistema Internacional
$t_1, ^\circ\text{F}$	176	353.15 K
$t_2, ^\circ\text{F}$	266	403.15 K
$w, \text{lb/h}$	16402.392	2.067 kg/s
$C_p, \text{Btu}/(\text{lb}^\circ\text{F})$	0.47	0.002 kJ/kgK
$\rho, \text{lb}/\text{pie}^3$	58.62	939 kg/m ³
μ, cP	11.269	0.011 Pas
$k(c \mu/k)^{1/3}, \text{Btu}/(\text{hpie}^{2^\circ}\text{F})$	0.4	22.71 W/m ² K
$R_d, (\text{hpie}^{2^\circ}\text{F})/\text{Btu}$	0.003	$2.64 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{KW}$

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Tabla 3.9. Características del petróleo recuperado. Elaboración propia

Parámetros	Datos del fluido que circula por la coraza (vapor)	
	Sistema Inglés	Sistema Internacional
P_{absoluta} , psi	176.351	12 atm
T. saturación, °F	371.39	461.7 K
$h(\text{fg})$, Btu/lb	852.11	1980682.356 J/kg
W, lb/h	4224.23	0.047 kg/s
μ , cP	0.015	$0.15 \cdot 10^{-4}$ Pa*s
Rd, (hpie ² F) /Btu	0	0

Para las nuevas condiciones del proceso se siguieron los mismos pasos de la metodología de rechequeo explicada y se hizo uso de la hoja de cálculo de Microsoft Excel 2010 para obtener los resultados mostrados en la tabla 3.10.

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Tabla 3.10. Resultados del rechequeo para el intercambiador E-01-403/2

Variables	Valor	Sistema Internacional (SI)
Q, Btu/h	705648.878	206.667 kW
Δt_v , °F	145.79	336.367 K
a_T , pie ²	0.479	0.045 m ²
a_S , pie ²	0.784	0.073 m ²
Re_T	124.83	-
Re_S	2414.87	-
h_{io} , Btu/(hpie ² °F)	9.91	56.272 W/m ² K
h_o , Btu/(hpie ² °F)	1500	8517.395 W/m ² K
A, pie²	1700.698	158 m ²
U_C , Btu/(hpie ² °F)	9.845	55.902 W/m ² K
U_D , Btu/(hpie ² °F)	2.846	16.160 W/m ² K
$Rd_{Calculado}$, (hpie ² °F) /Btu	0.25	6.75*10 ⁻² m ² K/W
$Rd_{Requerido}$, (hpie ² °F) /Btu	0.003	2.64*10 ⁻⁴ m ² K/W
ΔP_T , psi	0.0997	0.687 kPa
ΔP_S , psi	0.00475	0.033 kPa

Análisis de los resultados: Se notó que se obtuvo un factor de obstrucción de $0.25 \frac{(\text{hpie}^2\text{°F})}{\text{Btu}}$ aun cuando solo se requerían $0.003 \frac{(\text{hpie}^2\text{°F})}{\text{Btu}}$. Por lo tanto el área de reserva para la deposición permitirá que el intercambiador pueda operar en un período de servicio razonable. Además la caída de presión no excedió la permisible y por tanto el intercambiador E-01-403/2 es satisfactorio para el servicio.

3.7. Análisis económico del proyecto. Estimación de los costos

Lo primero que se calculó para determinar si el proyecto de reactivación de la planta era factible económicamente fue la determinación de los indicadores económicos

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

1. Indicadores económicos

Estimado del Costo total de inversión del proyecto

Para determinar el costo total de inversión se calculó el costo del equipamiento necesario para la puesta en marcha de la planta.

En la tabla 3.11 se resume el costo de algunas partes de los equipos de bombeo que fueron necesarios adquirirlos por compras para su reparación capital y en la tabla 3.12 la mano de obra asociada a su reparación.

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Tabla 3.11 .Costos de Equipos dinámicos. Elaboración propia

P-01-137 y P-01-137R	Tipo	Precio (CUC)	Cantidad
Rodamientos (Lado de los sellos)	6214: Rígido de bolas radiales	36.29	4
Rodamientos (Lado Coupling)	7414: De contacto angular	465.28	4
Rodamientos (Lado del ventilador)	6309: Rígido de bolas	23.44	2
Rodamientos (Lado Coupling)	N309: De rodillo	49.6	2
Impelente	Cerrado radial de simple succión	7117.47	2
Coupling (60mm de diámetro)	Rígido de engrane	2227.6	2
Sello (60mm de diámetro)	Capi Kalrez	4737.35	2
P-01-138 y P-01-138R	Tipo	Precio (CUC)	Cantidad
Rodamientos (Lado de los sellos)	6214: Rígido de bolas radiales	36.29	4
Rodamientos (Lado de Coupling)	7414: De contacto angular	465.28	4
Rodamientos (Lado del ventilador)	6309: Rígido de bolas	23.44	2
Rodamientos (Lado de Coupling)	N309: De rodillo	49.6	2
Impelente	Cerrado radial de simple succión	7117.47	2
Coupling (60mm de diámetro)	Rígido de engrane	2227.6	2
Sello (60mm de diámetro)	Capi Viton	3842.27	2
P-01-139 y P-01-139R	Tipo	Precio (CUC)	Cantidad
Rodamientos (Lado de los sellos)	6214: Rígido de bolas radiales	36.29	4
Rodamientos (Lado Coupling)	7414: De contacto angular	465.28	4
Rodamientos (Lado del ventilador)			2
Rodamientos (Lado Coupling)	6311: Rígido de bolas	30.74	2
Impelente	6311: Rígido de bolas	30.74	2
Coupling (60mm de diámetro)	Cerrado radial de simple succión	7117.47	2
Sello (60mm de diámetro)	Rígido de engrane	2227.6	2
Rodamientos (Lado de los sellos)	Capi Viton	3842.27	2

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Tabla 3.12. Mano de obra asociada a la reparación capital de la bomba

Operarios	Tarifa horario (CUC/hora)	Jornada laboral (horas)	Costo para 5 días (CUC/días)
Mecánico A	3.55	8	142
Ayudante	3.13	8	125.2
		Total	267.2

Dentro del costo de equipamiento también se tuvieron en cuenta la adquisición de algunos accesorios y equipos. En la tabla 3.13 se muestran algunas de sus características.

Tabla 3.13 Otros accesorios y equipos. Elaboración propia

Válvulas	Descripción	Precio unitario (CUC)	Cantidad (unidades)
de cuña ASTM A216	3x150	665.83	6
de compuerta A105	4x300	594.51	8
de cuña A216	3x150	335.08	25
de globo A105	1plg	82.75	30
de compuerta A216	8x150	1388.79	4
de seguridad	3x4 25-35	1878.38	4
de control de globo simple asiento	Actuador neumático con posicionador inteligente	6250	9
Otros accesorios y equipos			
Bridas	3x150	42.04	20
Bridas	8x300	64.28	8
Espárragos	M10	6.81	200
Caja de conexiones a prueba de explosión	45x80	264.54	1
Centro de control de motores	pequeño (6 bombas)	58125	1

Para el uso de los intercambiadores de calor E-01-403/2 y E-01-123 se decidió que deberían ser reentubados. La tabla 3.14 muestra los gastos asociados a este proceso.

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Tabla 3.14. Tubos de intercambiadores de calor. Elaboración propia

Tubos de intercambiadores	Descripción	Cantidad de tubos necesitada (unidades)	Precio unitario (CUC)	Unidades de ventas
E-01-403	A213	190 (32)	78.77	unidad
E-01-123	A213	180 (30)	78.77	unidad

La mano de obra asociada a la reentubación se muestra en la tabla 3.15.

Tabla 3.15. Mano de obra para reentubar. Elaboración propia

Operarios	Tarifa horario (CUC/hora)	Jornada laboral (horas)	Costo para 10 días (CUC)
Mecánico A	3.55	8	142
Ayudante	3.13	8	125.2
		Total	267.2

El costo total del equipamiento se muestra en la tabla 3.16.

Tabla 3.16. Costo total del equipamiento. Elaboración propia

Equipos	Costo total (CUC)
Dinámicos	74294.76
Accesorios y otros equipos	5418.14
Reentubación	150035.82
Costo total del equipamiento	229703.72

Además del cálculo del costo total del equipamiento también se calcularon los costos para las tuberías, instrumentación y control del proceso. En las tablas 3.17 y 3.18 se muestran los resultados.

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Tabla 3.17. Costos asociados a las tuberías. Elaboración propia

Tuberías	Descripción	Cantidad	Precio unitario	Unidades de ventas
de 50 mm	ASTM A106 160 D-2	210 m	16.44	m
de 80 mm	ASTM A106 STD D-3	185 m	34.15	m
de 150 mm	ASTM A106 STD D-6	170 m	97.34	m
de 200 mm	ASTM A106 STD D-8	110 m (19 unidades)	1900	6m (unidad)
de 100 mm	ASTM A106 STD D-4	65 m	28.01	m
de 250 mm	ASTM A106 STD D-10	10 m (2 unidades)	3212.38	6m (unidad)
Costo total (CUC)				70663.36

Tabla 3.18. Costos asociados a la instrumentación y control. Elaboración propia

Instrumentos	Rango máx.	Precisión	Temp. máx.	Salida	Precio unitario (CUC)	Cantidad
Transmisor de presión diferencial	0-100 kPa	0.002	100 °C	Hart 4-20 mA	3067.5	6
	Rango máx.	Sensor	IP	Salida	Precio unitario (CUC)	Cantidad
Transmisor de temperatura	0-600 °C	PT-100	68	Hart 4-20 mA	2766	3
	Rango máx.	Relleno	Presión nominal	Toma	Precio unitario (CUC)	Cantidad
Manómetro	0-10 bar	de glicerina	hasta 10 bar	radial	84.54	6
Manómetro	0-15 bar	de glicerina	hasta 15 bar	radial	84.54	6
	Descripción	Precio (CUC)	Unidades de venta	Cantidad (m)		
Cable de señales	1/2" Bridado y reforzado	8.81	m	750		
Costo total (CUC)					27096.82	

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

El estimado del costo total de la inversión se realizó sobre la base del costo total del equipamiento, para el cual, se estimaron los aspectos que para la planta inciden en la Inversión fija y la Inversión de trabajo, además el costo de las tuberías y los asociados a la instrumentación y el control del proceso. En la tabla 3.19 se muestran los resultados.

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Tabla 3.19. Costos directos e Indirectos. Elaboración propia

		Indicador	Fórmula	Costo
Costos directos	Equipamiento		-	229703.72
	Instalación de equipos		6 % del costo de equipamiento	13782.22
	Aislamiento		1 % del costo de equipamiento	2297.037
	Instrumentación y control		-	27096.82
	Tuberías		-	70663.36
	Instalaciones eléctricas		2 % del costo de equipamiento	4594.074
	Servicios	Generación de vapor	2 % de la inversión fija	0.02IF
		Distribución del vapor	1 % de la inversión fija	0.01IF
		Suministro de agua	1 % de la inversión fija	0.01IF
		Distribución de la electricidad	0.4 % de la inversión fija	0.004IF
Costos indirectos	Supervisión e Ingeniería		4 % de la inversión fija	0.04IF
	Gastos de construcción		2 % de la inversión fija	0.02IF
	Gastos de puesta en marcha		1 % de la inversión fija	0.01IF
	Imprevistos		1 % de la inversión fija	0.01IF
			Inversión Fija [Ec. (2.29)]	397416.9

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Costo de Inversión Total (IT) = Inversión Fija (IF) + Inversión de Trabajo (It)

Inversión de trabajo = 10 % IT

$\therefore IT = 441574.4 \text{ CUC}$

Costos totales de producción

Fue necesario determinar los costos asociados a la materia prima, la mano de obra y a los requerimientos de agua, vapor y electricidad. En las tablas 3.20, 3.21 y 3.22 se presentan estos resultados.

Tabla 3.20. Materia prima. Elaboración propia

Materia Prima	Cantidad (barril/día)	Precio (CUC/día)
Crudo recuperado	2717.198	89.1405

Tabla 3.21. Mano de obra. Elaboración propia

Trabajadores	Cantidad	Salario	Jornada laboral (horas)
Operario A	3	360	24
Operario B	3	350	24
Operario C	1	340	24
Operario D	1	330	24

Tabla 3.22. Requerimientos de materia prima, agua y vapor. Elaboración propia

Insumos	Requerimientos	Precio
Electricidad	50 kW	0.23 CUC/kW-h
Vapor	4.061 ton/día	60 CUC/ton
Agua	72 m ³ /día	1.5 CUC/m ³

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Para calcular los costos de fabricación se necesitaron otros indicadores además de los calculados anteriormente. En la tabla 3.23 se muestran los resultados.

Tabla 3.23. Costos directos de producción, costos fijos y externos.

Costos de fabricación	Costos directos de producción	Indicador	Fórmula	Costo anual (CUC)
		Materias primas		79930088.2
		Mano de obra		121284.365
		Supervisión	0.1* Mano de obra	12128.4365
		Requerimientos de electricidad, vapor y agua		207127.8
		Mantenimiento y reparaciones	0.02*IF	7948.33869
		Suministros	0.1* Mtto. y Reparac.	794.833869
		Laboratorio	0.1* Mano de obra	1212.84365
	Costos fijos	Depreciación	IT/(Vida útil)	17662.9749
		Seguros	0.004*IF	1589.66774
Impuestos		0.01*IF	3974.16935	
Costos externos	Otros costos	0.5*(M. Obra+Superv.+ Mtto.)	70680.5702	
Costos de fabricación [Ec. (2.32)]				80374492.2

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Los gastos generales se muestran en la tabla 3.24

Tabla 3.24. Gastos generales. Elaboración propia

Gastos generales		
Indicadores	Fórmula	Costos anual (CUC)
Administraciones	$0.15*(M. Obra+Superv.+Mtto.)$	21204.17106
Distribución y ventas	2 %CTP	$0.02*CTP$
Investigación y desarrollo	2 %CTP	$0.02*CTP$
	Gastos generales (CUC)	$21204.17106+0.04CTP$

Los resultados de los costos totales de producción se presentan en la tabla 3.25

Tabla 3.25. Costos totales de producción. Elaboración propia

CF	80374492.2 CUC/año
GG	3371024.851 CUC/año
CTP [Ec. (2.31)]	83745517 CUC/año

Ganancia del proceso

Para determinar el valor de la producción se tomó el precio de la nafta como gasolina B 83, asumiéndose que esta se degrada a la gasolina ya que la refinería no comercializa nafta.

Fue necesario determinar el valor total de la producción. Los resultados se muestran en la tabla 3.26.

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Tabla 3.26. Ganancia del proceso. Elaboración propia

Productos	Producción (barril/día)	Precio (CUC/barril)	V.P (CUC)
Fuel oil	2101.3	89.2113	88809207.66
Nafta	694.395	101.5296	
G [Ec. (2.33)]			5063690.66

2. Cálculo de VAN y TIR

Una valoración de la factibilidad de la inversión se realizó sobre la base del cálculo del indicador dinámico VAN, tomando una tasa de interés del 16 %.

Los resultados obtenidos se determinaron por un programa realizado en Excel, donde se evaluaron los indicadores económicos antes calculados.

En la tabla 3.27 y en la figura 3.2 se muestran los resultados de dicha evaluación

Tabla 3.27. Resultados de la evaluación de los indicadores económicos. Elaboración propia.

Herramientas económicas	Valor
valor actual neto (VAN)	3 633 813
tasa interna de retorno (TIR)	90 %
período de recuperación de la inversión	1.5 años

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

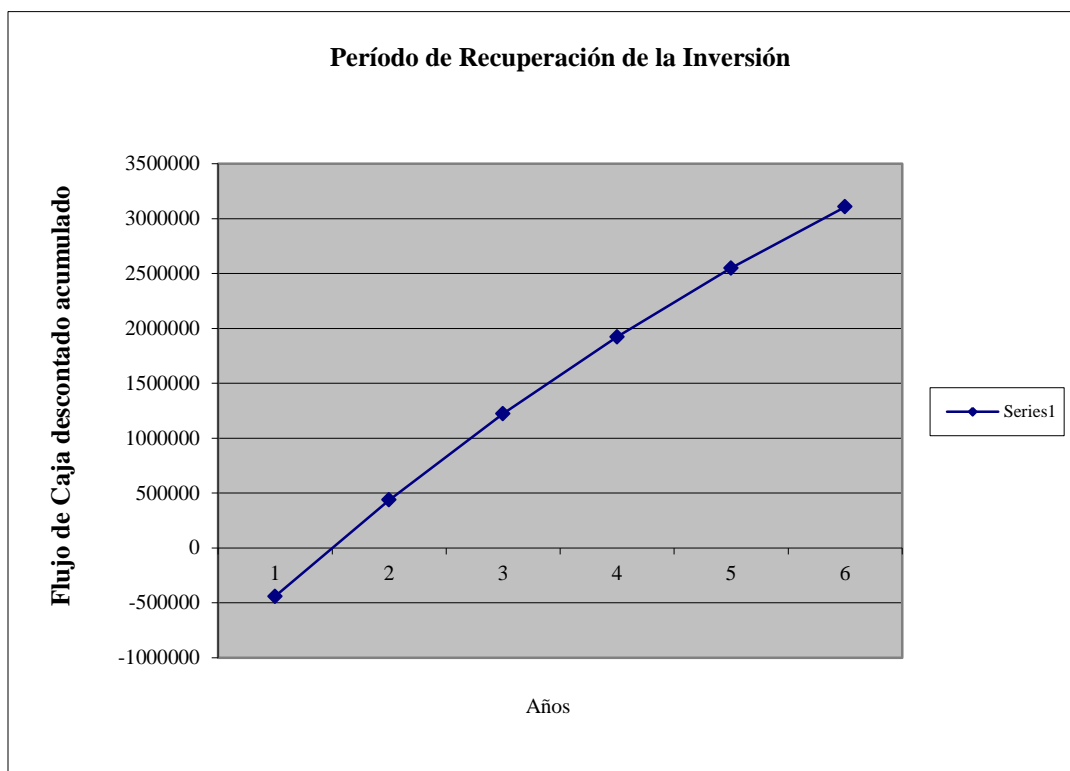


Figura 3.2 Período de recuperación de la inversión. Elaboración propia

Capítulo 3: Aplicación de las metodologías y análisis de los resultados

Conclusiones parciales

1. En la planta existe la mayoría del equipamiento concebido por el proyecto y presenta un estado técnico aceptable.
2. Hay que adquirir la mayor parte de la instrumentación de la planta.
3. El intercambiador E-01-403/2 no puede utilizarse como calentador de materia prima (E-01-122)
4. El intercambiador E-01-403/2 puede utilizarse como calentador del fuel oil (E-01-118) de insumo de la combinada.
5. El costo de la inversión es de 441 574.71 CUC.
6. El proyecto es rentable ya que el VAN > 0.

Conclusiones generales

1. A partir de un estudio detallado sobre la refinación del petróleo se pudo comprender los distintos esquemas de destilación.
2. Todo el equipamiento instalado en la planta responde a las normas GOST de la antigua Unión Soviética y están calculados con un 20 % de sobrediseño.
3. Se comprobó con la medición de espesores que la T-01-105, D-01-127, D-01-408, E-01-123 y E-01-403/2 presentan buen estado técnico.
4. Se pueden reutilizar los intercambiadores E-01-121 y 1,2-E-01-124 en las operaciones de precalentamiento de la materia prima y condensadores de tope respectivamente debido a que aguas arriba de estos existen enfriadores por aire que garantizan el enfriamiento requerido.
5. Mediante la metodología aplicada para rechequear intercambiadores de calor de tubo y coraza se determinó que el E-01-122 se puede reinstalar en la posición concebida por el proyecto y el E-01-403/2 puede ser utilizado como calentador del fuel oil de insumo de la combinada.
6. Con la aplicación de las herramientas técnico económicas se determina que es factible ejecutar la inversión para reactivar la planta obteniéndose un valor actual neto de 3 633 813 CUC, una tasa interna de retorno de 90 % y un período de recuperación de la inversión de 1.5 año.

Recomendaciones

1. Garantizar que la materia prima reciba el tratamiento concebido por el proyecto antes de entrar en la planta.
2. Realizarle una inspección interna a la torre para verificar el estado técnico de los platos
3. Realizarle prueba hidráulica a todo el equipamiento de la planta.
4. Realizarle una destilación TBP a la materia prima para determinar los rendimientos potenciales de la misma.
5. Caracterizar la nafta que se obtiene como destilado y evaluar si cumple los parámetros para ser inyectada a la planta de reformación catalítica.
6. Analizar el impacto, en el balance global de la refinería, la inclusión del componente de nafta y de fuel oil.

Bibliografía

- Berger, Bill D., & Anderson, Kenneth E. (1978). *Modern Petroleum, A Basic Primer of the Industry*. Oil & Gas Journal Books.
- Carissimi, E., Rubio, J., & Rosa, J. (2007). International Journal of Environmental and Pollution.
- Castellanos Álvarez , Juan A., & Montesinos Pérez, Milagros. (2008). *Métodos fundamentales de análisis de procesos de transmisión de calor*. Félix Varela.
- Composición del petróleo. (n.d.). Retrieved from www.pdf.rincondelvago.com
- Contaminación del medio ambiente. (2009). Retrieved from <http://www.grupoag.es/refineriabalboa/medioambiente/pdf/vertidos.pdf>
- Coulson, J.M., & Richardson, J.F. (1981). *Chemical Engineering* (fourth., Vol. 6).
- Densidad en los crudos. (2009). *Ecured*. Retrieved from http://www.visionlearning.com/library/module_viewer.php?mid=37&l=s
- Economía de inversiones. (2005). Retrieved from <http://intranet.catie.ac.cr/intranet/posgrado/SA514%20EconInversiones/sitio%202008/Tema%201/Crtierios.pdf>
- El petróleo. (1999). Retrieved from <http://www.monografias.com/trabajos35/petroleo/petroleo.shtml#ixzz2wJu9s5Ji>
- Evaporadores. (n.d.). Retrieved from <http://es.wikipedia.org/wiki/Evaporador>
- Fernández Bello, Osvaldo. (2008). *Vigilancia del proceso de asimilación de la nueva tecnología para el tratamiento del Turbo-Combustible o Keroseno obtenido en la Refinería "Camilo Cienfuegos."* Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas.
- Feyt Leyva, Reinier. (2007). *Estudio y diseño de una Planta Demostrativa para la producción de Biodiesel a partir de un residuo de la Industria Azucarera*. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Villa Clara.
- Funciones del evaporador. (n.d.). Retrieved from http://www.ehowenespanol.com/funciones-evaporador-sobre_165801/
- Henley, E.J., & Seader, J.D. (1990). *Operaciones de separaciones por etapas de equilibrio en ingeniería química*. España: Reverté S.A.

- intercambiadores de calor. (n.d.). Retrieved from <http://epsem.upc.edu/~intercanviadorsdecalor/castella/evaporadors.html1>
- Inversiones. (n.d.). Retrieved from http://www.tesisproyectos.com/index.php?option=com_content&task=view&id=1534 <http://intranet.catie.ac.cr/intranet/posgrado/SA-514%20EconInversiones/sitio%202008/Tema%201/Crtierios.pdf>
- Kern, Donald Q. (1999). *Procesos de transferencia de Calor*. La Habana: Pueblo y Educación.
- Levenspiel, O. (1985). *Chemical Reaction Engineering (Revolucionaria.)*. La Habana.
- Maples, Robert E. (2000). *Petroleum Refinery Process Economics (Second.)*. PennWell Corp.
- Martín, Wilfredo F., Gil Fundora, Silvia, López Batista, Eduardo, & Castellanos Álvarez, Juan A. (2006). *Metodología de la investigación científica*. Universidad de Cienfuegos: Universidad de Cienfuegos.
- Mccabe, Warren L., & Smith, Julian C. (2003). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. México.
- Meyers, Robert A. (2003). *Handbook of Petroleum Refining Processes (Third.)*. McGraw-Hill.
- Pávlov, K. F. (1981). *Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aspectos en tecnología química*. Mir Moscú.
- Pereira Simó, Julian, & Blanco Prieto, José. (2000). *Tecnología química*.
- Perry, R. (n.d.). *Chemical Engineers' Handbook (fifth.)*.
- Peters, Max S., & Timmerhaus, Klaus D. (n.d.). *Plant Design & Economics for Chemical Engineers (fourth.)*. United States: Advisory Board.
- Productos del petróleo. (2007). Retrieved from <http://www.educarchile.cl/ech/pro/app/detalle?ID=139437>
- Refinación del petróleo. (2010). Retrieved from www.alipso.com/monografias/petroleocomerciomundial
- Refinación en el mundo. (2011). Retrieved from <http://www.jrcasan.com/news/pobresyagua/petroleo.htm>

Bibliografía

Rodríguez Martínez, Yanet. (2011). *Estudio operacional del proceso de obtención de nafta reformada*. (Refinería de Petróleo Camilo Cienfuegos). Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, Villa Clara.

Tanquero Díaz, Nelson. (2004). Curso de hornos industriales.

Treybal, Robert E. (1999). *Operaciones de transferencia de masa* (Segunda.). España.

Usos de los derivados del petróleo. (n.d.). *Ecured*. Retrieved from <http://www.ecured.cu/index.php/Petr%C3%B3leo>

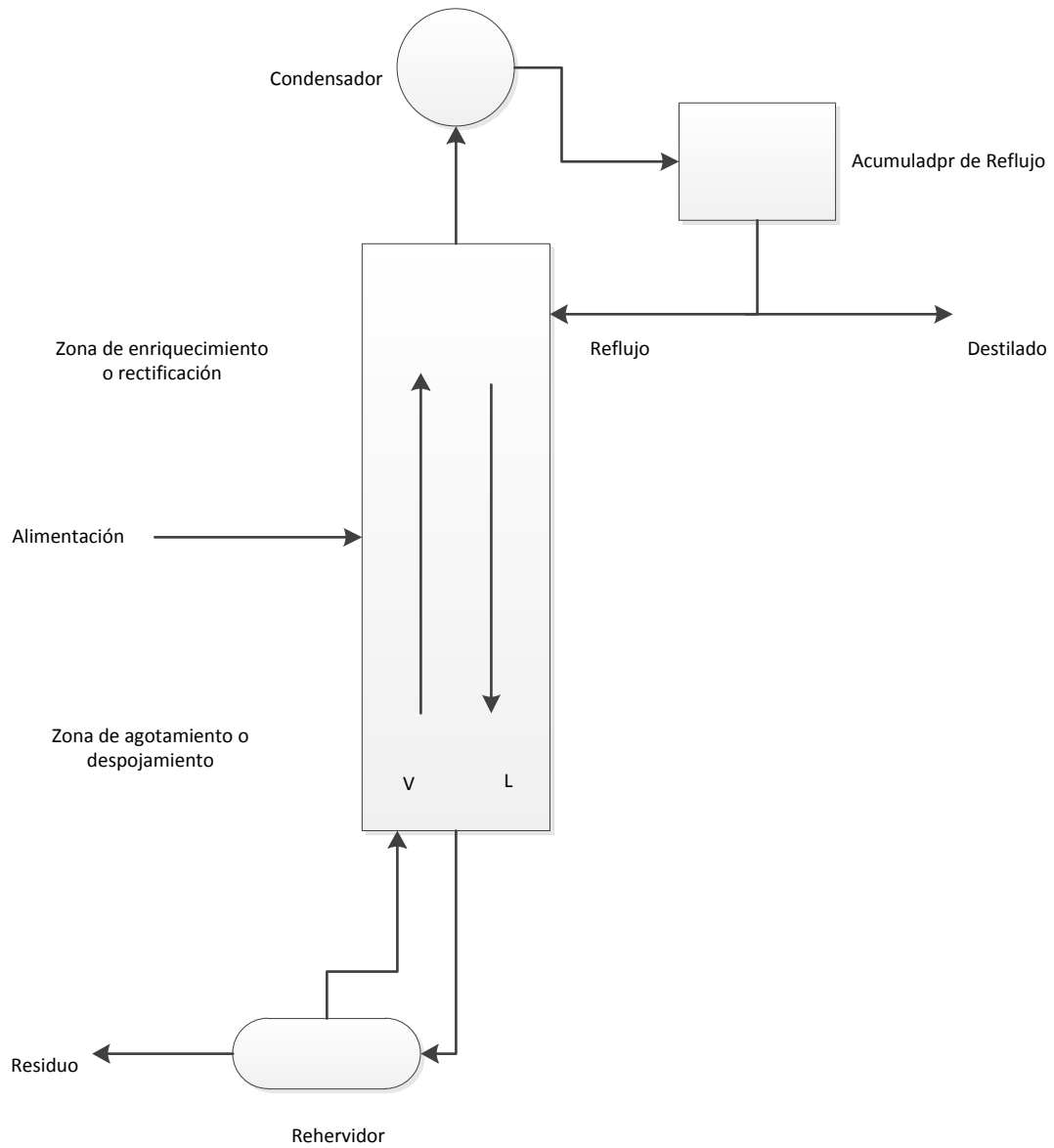
V.N. Erij, M. G. Rudin, & M. G. Rudin. (1989). *Química y tecnología del petróleo y del gas*. Mir Moscú.

West Holler, Skoog. (1997). *Fundamentos de Química Analítica*. Barcelona: Reverté.

.

Anexos

Anexo 1: Esquema general de una columna de destilación

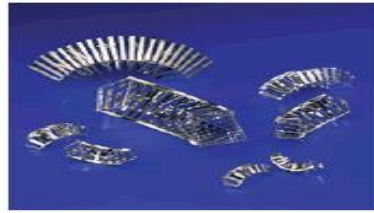


Anexo 2: Tipos de rellenos

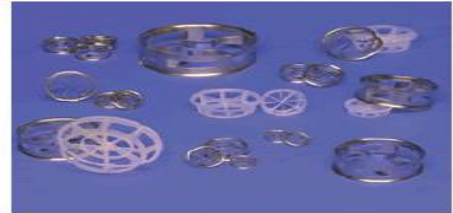
Rellenos desordenados



Flexisaddle



Fleximax



Cascade Mini Rings

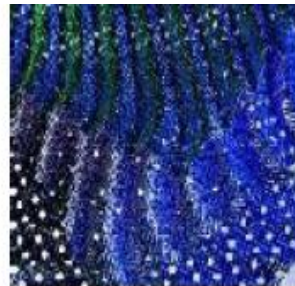
Rellenos Estructurados



BX / CY Gauze



Mellagrid

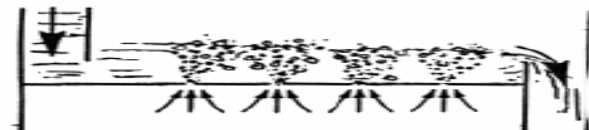


Mellapak Plus

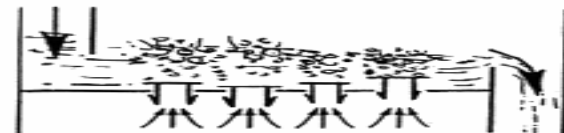


Mellapak

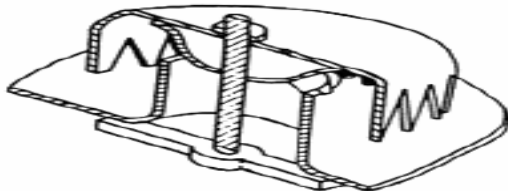
Anexo 3: Tipos de platos



PLATO PERFORADO



PLATO DE VALVULAS

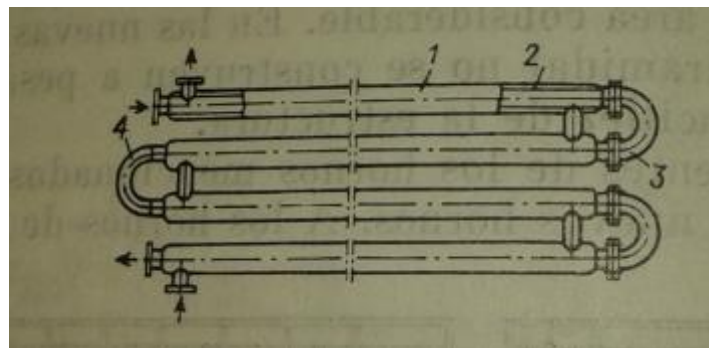


PLATO DE CASQUETE DE BURBUJEO

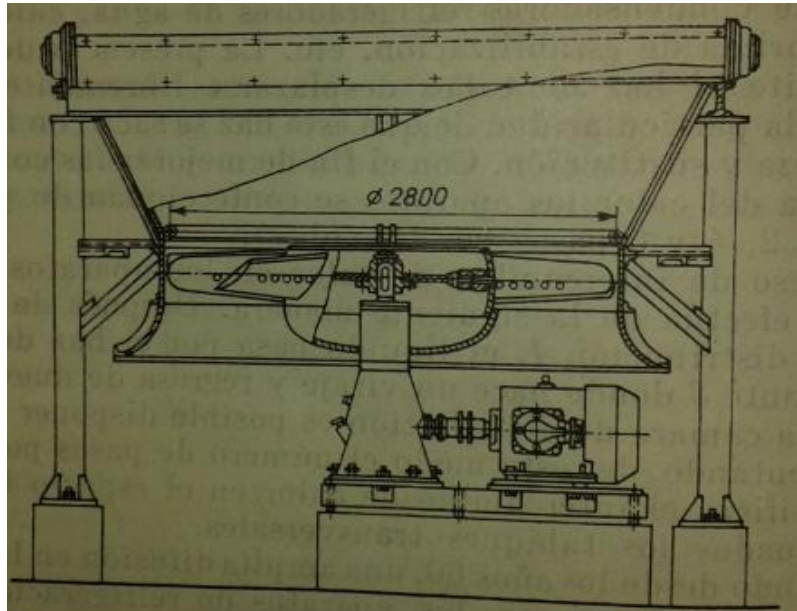
Anexo 4: Intercambiadores de calor de placas



Anexo 5: Intercambiadores de "tubo en tubo"



Anexo 6: Intercambiadores de refrigeración por aire



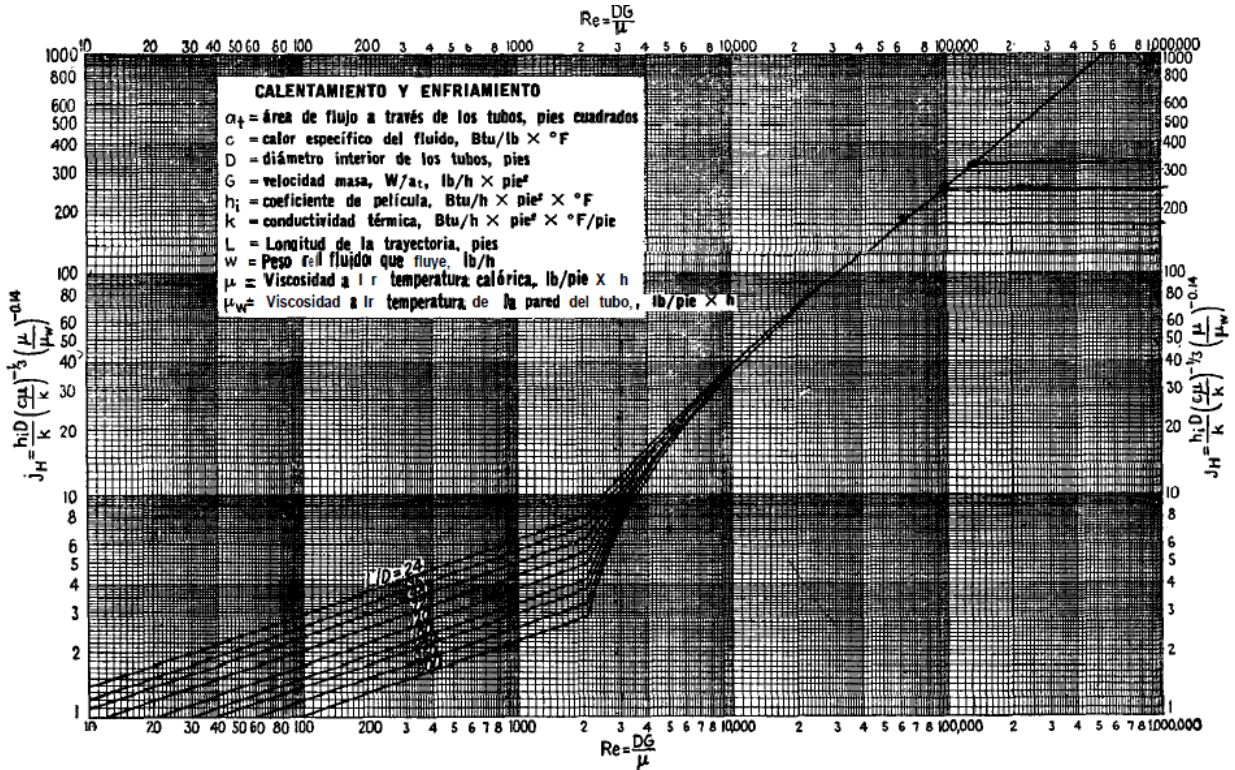
Anexo 7: Área de flujo por tubo

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Área de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lin. pies ²		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
	17	0.058	0.884	0.613		0.2314	0.639
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1¼	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		
1½	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
	17	0.058	1.38	1.50		0.3623	0.978
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

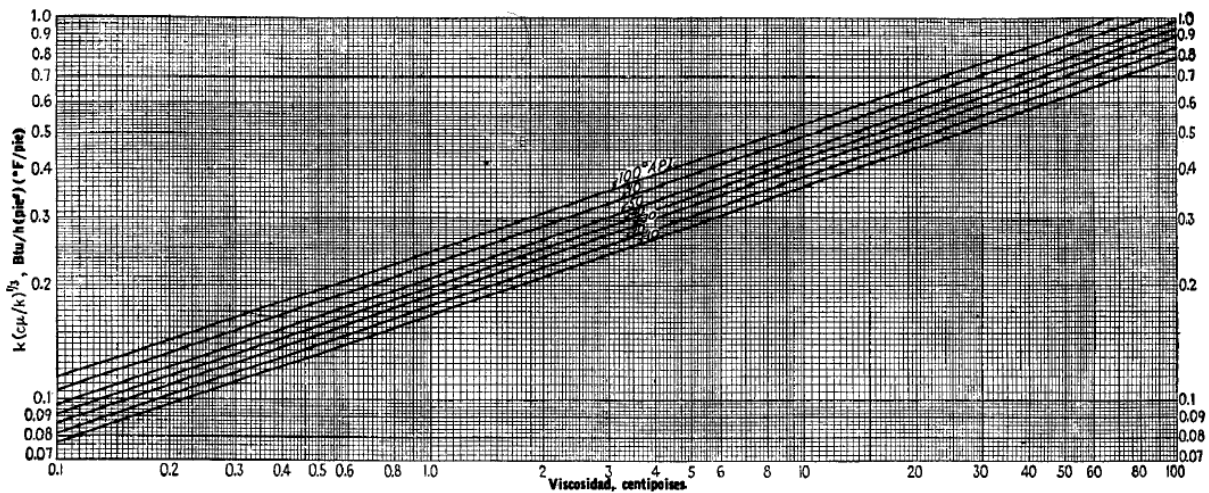
Anexo 8: Viscosidad de algunos líquidos a diferentes temperaturas

Líquido	X	Y	Líquido	X	Y
Acetaldehído	15.2	4.8	Cloruro Estánico	13.5	12.8
Acetato de Amilo	11.8	12.5	Cresol, meta	2.5	20.8
Acetato de Butilo	12.3	11.0	Dibromoetano	12.7	15.8
Acetato de Etilo	13.7	9.1	Dicloroetano	13.2	12.2
Acetato de Metilo	14.2	8.2	Diclorometano	14.6	8.9
Acetato de Vinilo	14.0	8.8	Difenilo	12.0	18.3
Acetona 100%	14.5	7.2	Eter Etilico	14.5	5.3
Acetona 35%	7.9	15.0	Etilbenceno	13.2	11.5
Agua	10.2	13.0	Etilenglicol	6.0	23.6
Acido Acético 100%	12.1	14.2	Fenol	6.9	20.8
Acido Acético 70%	9.5	17.0	Formiato de Etilo	14.2	8.4
Acido Butírico	12.1	15.3	Freon 11	14.4	9.0
Acido Clorosulfónico	11.2	18.1	Freon 12	16.8	5.6
Acido Fórmico	10.7	15.8	Freon 21	15.7	7.5
Acido Isobutírico	12.2	14.4	Freon 22	17.2	4.7
Acido Nítrico 95%	12.8	13.8	Freon 113	12.5	11.4
Acido Nítrico 60%	10.8	17.0	Freon 114	14.6	8.3
Acido Propiónico	12.8	13.8	Glicerina 100%	2.0	30.0
Acido Sulfúrico 110%	7.2	27.4	Glicerina 50%	6.9	19.6
Acido Sulfúrico 98%	7.0	24.8	Heptano	14.1	8.4
Acido Sulfúrico 60%	10.2	21.3	Hexano	14.7	7.0
Alcohol Alílico	10.2	14.3	Hidróxido de Sodio 50%	3.2	25.8
Alcohol Amílico	7.5	18.4	Yoduro de Etilo	14.7	10.3
Alcohol Butílico	8.6	17.2	Yoduro de Propilo	14.1	11.6
Alcohol Etilico 100%	10.5	13.8	Isobutano	14.5	3.7
Alcohol Etilico 95%	9.8	14.3	Mercurio	18.4	16.4
Alcohol Etilico 40%	6.5	16.6	Metanol 100%	12.4	10.5
Acido Clorhídrico 31.5%	13.0	16.6	Metanol 90%	12.3	11.8
Alcohol Isobutílico	7.1	18.0	Metanol 40%	7.8	15.5
Alcohol Isopropílico	8.2	16.0	Metiletilcetona	13.9	8.6
Alcohol Octílico	6.2	21.1	Naftaleno	7.9	18.1
Alcohol Propílico	9.1	16.5	Nitrobenceno	10.6	15.2
Amoniaco 100%	12.6	2.0	Nitrotolueno	11.0	17.0
Amoniaco 26%	10.1	13.9	Octano	13.7	10.0
Anhidrido Acético	12.7	12.8	Oxalato de Dietilo	11.0	16.4
Anilina	8.1	18.7	Oxalato de Dimetilo	12.3	15.8
Anisol	12.3	13.5	Oxalato de Dipropilo	10.3	17.7
Benceno	12.5	10.9	Pentacloroetano	10.9	17.3
Bióxido de Azufre	15.2	7.1	Pentano	14.9	5.2
Bióxido de Carbono	11.6	0.3	Propano	15.3	1.0
Bisulfuro de Carbono	16.1	7.5	Salmuera CaCl ₂ 25%	6.6	15.9
Bromo	14.2	13.2	Salmuera NaCl 25%	10.2	16.6
Bromotolueno	20.0	15.9	Sodio	16.4	13.9
Bromuro de Etilo	14.5	8.1	Tetracloroetano	11.9	15.7
Bromuro de Propilo	14.5	9.6	Tetracloroetano	14.2	12.7
n-Butano	15.3	3.3	Tetracloroetileno	12.7	13.1
Ciclohexanol	2.9	24.3	Tetracloruro de Carbono	14.4	12.3
Clorobenceno	12.3	12.4	Tetracloruro de Titanio	13.8	16.7
Cloroformo	14.4	10.2	Tribromuro de Fósforo	13.9	14.5
Clorotolueno, orto	13.0	13.3	Tricloruro de Arsénico	16.2	10.9
Clorotolueno, meta	13.3	12.5	Tricloruro de Fósforo	14.8	10.5
Clorotolueno, para	13.3	12.5	Tricloroetileno	13.7	10.4
Cloruro de Etilo	14.8	6.0	Tolueno	11.5	14.9
Cloruro de Metilo	15.0	3.8	Turpentina	13.5	12.1
Cloruro de Propilo	14.4	7.5	Xileno, orto	13.9	12.1
Cloruro de Sulfurilo	15.2	12.4	Xileno, meta	13.9	10.9
			Xileno, para		

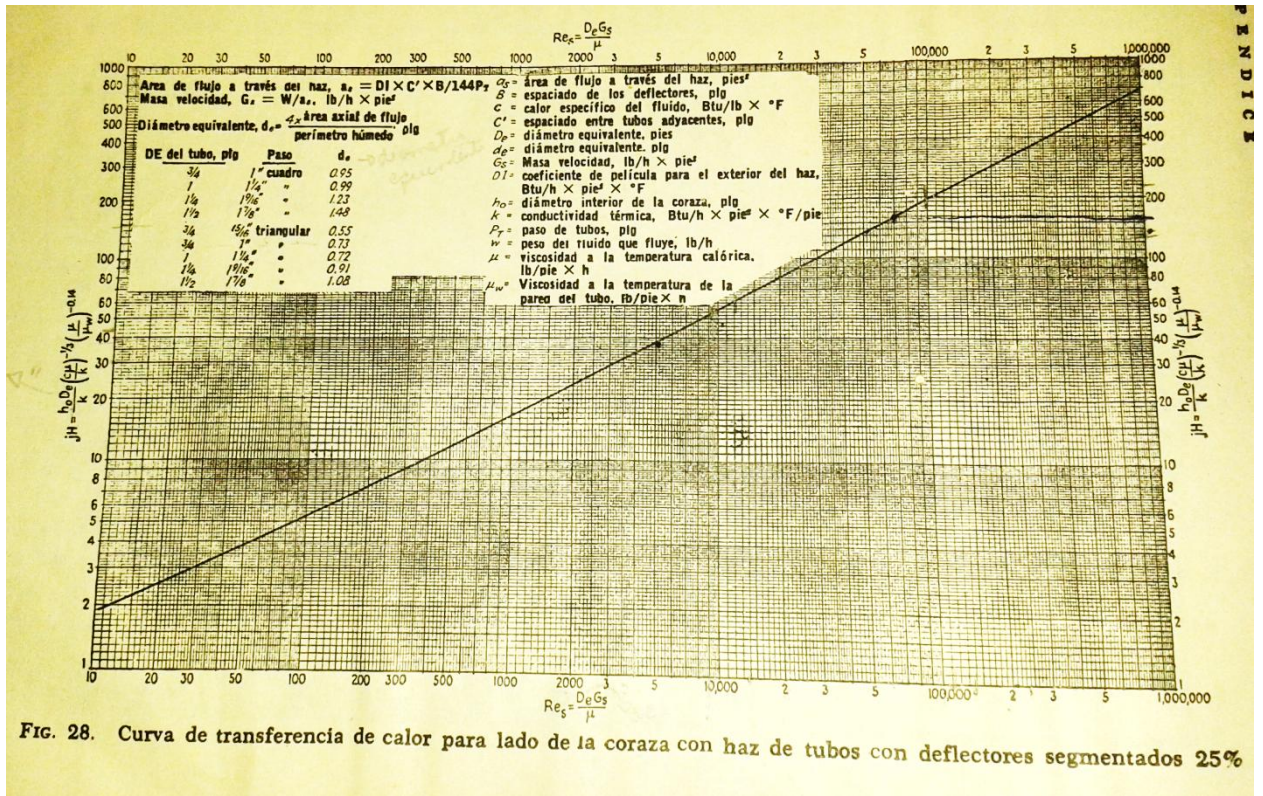
Anexo 9: Factor de transferencia de calor en el lado de los tubos



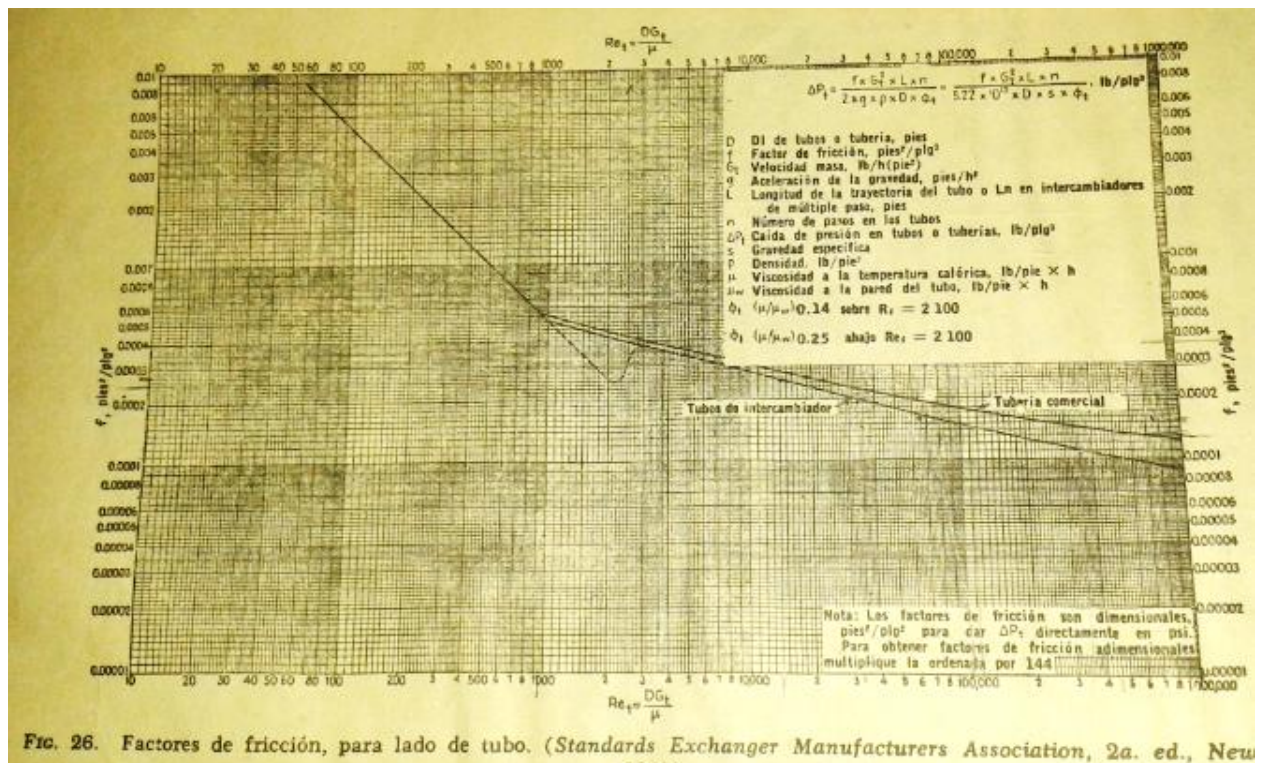
Anexo 10: Cálculo de $k \left(\frac{c \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$ lado de los tubos



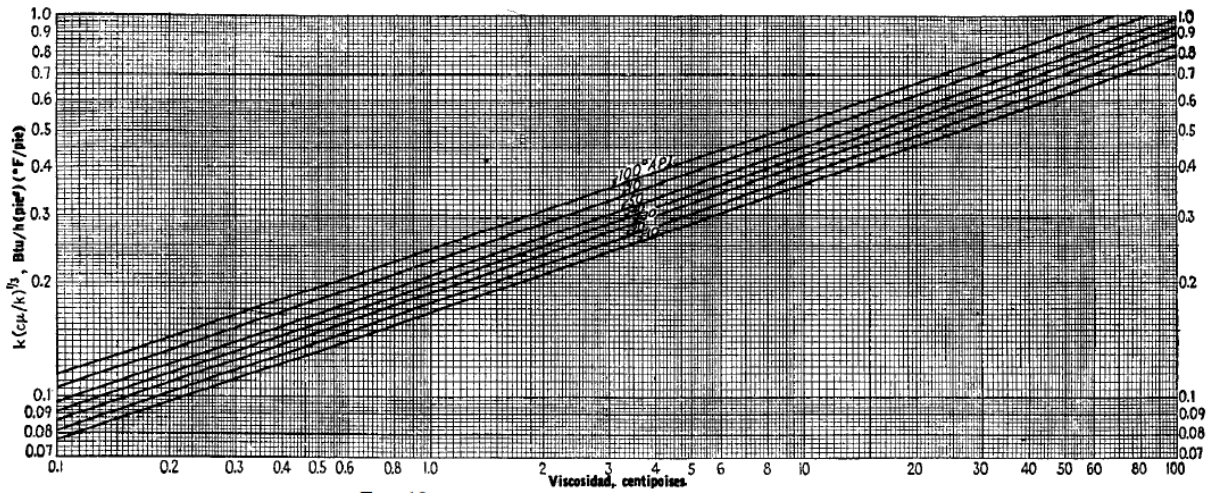
Anexo 11: Diámetro equivalente de la coraza



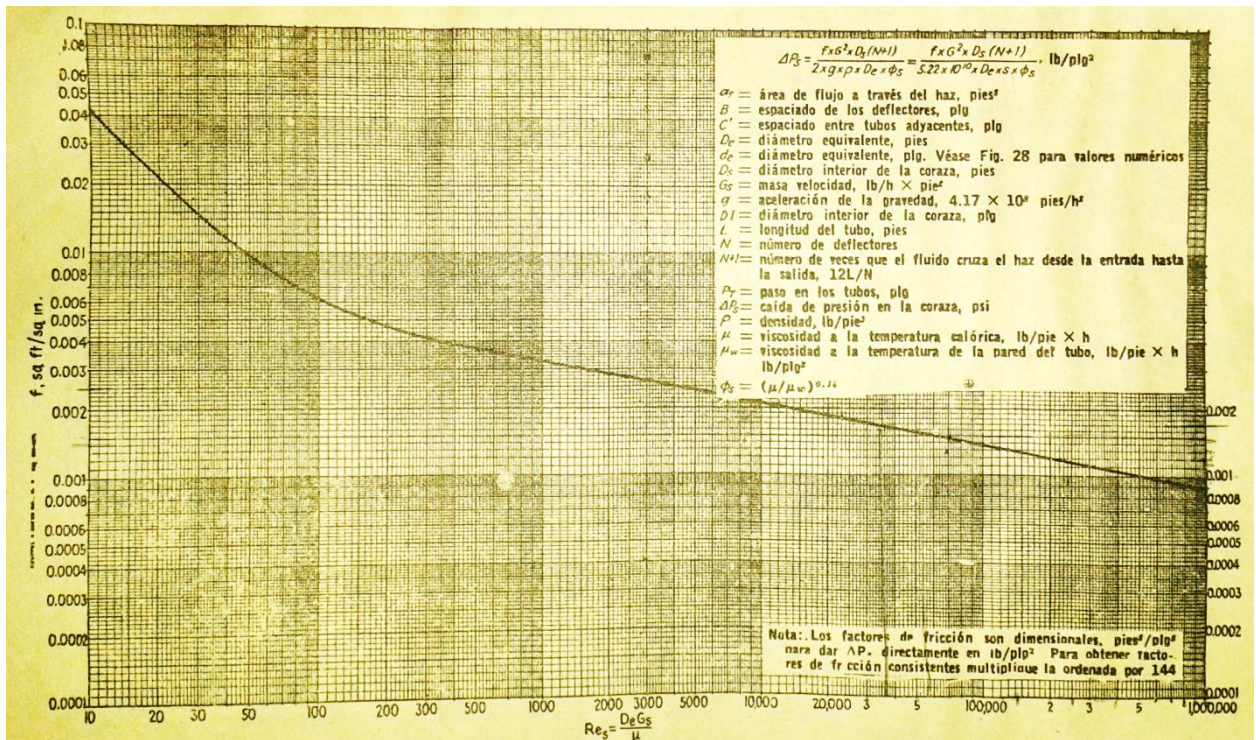
Anexo 12: Factores de fricción lado de los tubos



Anexo 13: Cálculo de $k \left(\frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$ lado de los tubos



Anexo 14: Factores de fricción lado de la coraza



Anexo 15: Propiedades del vapor

Presión absoluta, lb/plg ² , p	Temperatura, °F, t	Vol. específico		Entalpía			Entropía			Energía interna		Presión absoluta, lb/plg ² , p
		Líquido saturado, v _f	Vapor saturado, v _g	Líquido saturado, h _f	Evaporación, h _{fg}	Vapor saturado, h _g	Líquido saturado, s _f	Evaporación, s _{fg}	Vapor saturado, s _g	Líquido saturado, u _f	Vapor saturado, u _g	
		1.0	101.74	0.01614	333.6	69.70	1036.3	1106.0	0.1326	1.8456	1.9782	
2.0	126.08	0.01623	173.73	93.99	1022.2	1116.2	0.1749	1.7451	1.9200	93.98	1051.9	2.0
3.0	141.48	0.01630	118.71	109.37	1013.2	1122.6	0.2008	1.6855	1.8863	109.36	1056.7	3.0
4.0	152.97	0.01636	90.63	120.86	1006.4	1127.3	0.2198	1.6427	1.8625	120.85	1060.2	4.0
5.0	162.24	0.01640	73.52	130.13	1001.0	1131.1	0.2347	1.6094	1.8441	130.12	1063.1	5.0
6.0	170.06	0.01645	61.98	137.96	996.2	1134.2	0.2472	1.5820	1.8292	137.94	1065.4	6.0
7.0	176.85	0.01649	53.64	144.76	992.1	1136.9	0.2581	1.5586	1.8167	144.74	1067.4	7.0
8.0	182.86	0.01653	47.34	150.79	988.5	1139.3	0.2674	1.5383	1.8057	150.77	1069.2	8.0
9.0	188.28	0.01656	42.40	156.22	985.2	1141.4	0.2759	1.5203	1.7962	156.19	1070.8	9.0
10	193.21	0.01659	38.42	161.17	982.1	1143.3	0.2835	1.5041	1.7876	161.14	1072.2	10
14.696	212.00	0.01672	26.80	180.07	970.3	1150.4	0.3120	1.4446	1.7566	180.02	1077.5	14.696
15	213.03	0.01672	26.29	181.11	969.7	1150.8	0.3135	1.4415	1.7549	181.06	1077.8	15
20	227.96	0.01683	20.089	196.16	960.1	1156.3	0.3356	1.3962	1.7319	196.10	1081.9	20
25	240.07	0.01692	16.303	208.42	952.1	1160.6	0.3533	1.3606	1.7139	208.34	1085.1	25
30	250.33	0.01701	13.746	218.82	945.3	1164.1	0.3680	1.3313	1.6993	218.73	1087.8	30
35	259.28	0.01708	11.898	227.91	939.2	1167.1	0.3807	1.3063	1.6870	227.80	1090.1	35
40	267.25	0.01715	10.498	236.03	933.7	1169.7	0.3919	1.2844	1.6763	235.90	1092.0	40
45	274.44	0.01721	9.401	243.36	928.6	1172.0	0.4019	1.2650	1.6669	243.22	1093.7	45
50	281.01	0.01727	8.515	250.09	924.0	1174.1	0.4110	1.2474	1.6585	249.93	1095.3	50
55	287.07	0.01732	7.787	256.30	919.6	1175.9	0.4193	1.2316	1.6509	256.12	1096.7	55
60	292.71	0.01738	7.175	262.09	915.5	1177.6	0.4270	1.2168	1.6438	261.90	1097.9	60
65	297.97	0.01743	6.655	267.50	911.6	1179.1	0.4342	1.2032	1.6374	267.29	1099.1	65
70	302.92	0.01748	6.206	272.61	907.9	1180.6	0.4409	1.1906	1.6315	272.38	1100.2	70
75	307.60	0.01753	5.816	277.43	904.5	1181.9	0.4472	1.1787	1.6259	277.19	1101.2	75
80	312.03	0.01757	5.472	282.02	901.1	1183.1	0.4531	1.1676	1.6207	281.76	1102.1	80
85	316.25	0.01761	5.168	286.39	897.8	1184.2	0.4587	1.1571	1.6158	286.11	1102.9	85
90	320.27	0.01766	4.896	290.56	894.7	1185.3	0.4641	1.1471	1.6112	290.27	1103.7	90
95	324.12	0.01770	4.652	294.56	891.7	1186.2	0.4692	1.1376	1.6068	294.25	1104.5	95
100	327.81	0.01774	4.432	298.40	888.8	1187.2	0.4740	1.1286	1.6026	298.08	1105.2	100
110	334.77	0.01782	4.049	305.66	883.2	1188.9	0.4832	1.1117	1.5948	305.30	1106.5	110
120	341.25	0.01789	3.728	312.44	877.9	1190.4	0.4916	1.0962	1.5878	312.05	1107.6	120
130	347.32	0.01796	3.455	318.81	879.9	1191.7	0.4995	1.0817	1.5812	318.38	1108.6	130
140	353.02	0.01802	3.220	324.82	868.2	1193.0	0.5069	1.0682	1.5751	324.35	1109.6	140
150	358.42	0.01809	3.015	330.51	863.6	1194.1	0.5138	1.0556	1.5694	330.01	1110.5	150
160	363.53	0.01815	2.834	335.93	859.2	1195.1	0.5204	1.0436	1.5640	335.39	1111.2	160
170	368.41	0.01822	2.675	341.09	854.9	1196.0	0.5266	1.0324	1.5590	340.52	1111.9	170
180	373.06	0.01827	2.532	346.03	850.8	1196.9	0.5325	1.0217	1.5542	345.42	1112.5	180
190	377.51	0.01833	2.404	350.79	846.8	1197.6	0.5381	1.0116	1.5497	350.15	1113.1	190
200	381.79	0.01839	2.288	355.36	843.0	1198.4	0.5435	1.0018	1.5453	354.68	1113.7	200
250	400.95	0.01865	1.8438	376.00	825.1	1201.1	0.5675	0.9588	1.5263	375.14	1115.8	250
300	417.33	0.01890	1.5433	393.84	809.0	1202.8	0.5879	0.9225	1.5104	392.79	1117.1	300
350	431.72	0.01913	1.3260	409.69	794.2	1203.9	0.6056	0.8910	1.4966	408.45	1118.0	350
400	444.59	0.0193	1.1613	424.0	780.5	1204.5	0.6214	0.8630	1.4844	422.6	1118.5	400
450	456.28	0.0195	1.0320	437.2	767.4	1204.6	0.6356	0.8378	1.4734	435.5	1118.7	450
500	467.01	0.0197	0.9278	449.4	755.0	1204.4	0.6487	0.8147	1.4634	447.6	1118.6	500
550	476.94	0.0199	0.8424	460.8	743.1	1203.9	0.6608	0.7934	1.4542	458.8	1118.2	550
600	486.21	0.0201	0.7698	471.6	731.6	1203.2	0.6720	0.7734	1.4454	469.4	1117.7	600
650	494.90	0.0203	0.7083	481.8	720.5	1202.3	0.6826	0.7548	1.4374	479.4	1117.1	650
700	503.10	0.0205	0.6554	491.5	709.7	1201.2	0.6925	0.7371	1.4296	488.8	1116.3	700
750	510.86	0.0207	0.6092	500.8	699.2	1200.0	0.7019	0.7204	1.4223	498.0	1115.4	750
800	518.23	0.0209	0.5687	509.7	688.9	1198.6	0.7108	0.7045	1.4153	506.6	1114.4	800
850	525.26	0.0210	0.5327	518.3	678.8	1197.1	0.7194	0.6891	1.4085	515.0	1113.3	850
900	531.98	0.0212	0.5006	526.6	668.8	1195.4	0.7275	0.6744	1.4020	523.1	1112.1	900
950	538.43	0.0214	0.4717	534.6	659.1	1193.7	0.7355	0.6602	1.3957	530.9	1110.8	950
1000	544.61	0.0216	0.4456	542.4	649.4	1191.8	0.7430	0.6467	1.3897	538.4	1109.4	1000
1100	556.31	0.0220	0.4001	557.4	630.4	1187.8	0.7575	0.6205	1.3780	552.9	1106.4	1100
1200	567.22	0.0223	0.3619	571.7	611.7	1183.4	0.7711	0.5956	1.3667	566.7	1103.0	1200
1300	577.46	0.0227	0.3293	585.4	593.2	1178.6	0.7840	0.5719	1.3559	580.0	1099.4	1300
1400	587.10	0.0231	0.3012	598.7	574.7	1173.4	0.7963	0.5491	1.3454	592.7	1095.4	1400
1500	596.23	0.0235	0.2765	611.6	556.3	1167.9	0.8082	0.5269	1.3351	605.1	1091.2	1500
2000	635.82	0.0257	0.1878	671.7	463.4	1135.1	0.8619	0.4230	1.2849	662.2	1065.6	2000
2500	668.13	0.0287	0.1307	730.6	360.5	1091.1	0.9126	0.3197	1.2322	717.3	1030.6	2500
3000	695.36	0.0346	0.0858	802.5	217.8	1020.3	0.9731	0.1885	1.1615	783.4	972.7	3000
3206.2	705.40	0.0503	0.0503	902.7	0	902.7	1.0580	0	1.0580	872.9	872.9	3206.2

Properties of Steam", por Joseph H. Keena

Anexo 16: Propiedades físico-químicas del petróleo recuperado

Denominación	Indicadores de calidad	Especificación	UM	Aplicación de los productos terminados
Petróleo Recuperado después de la preparación en el Título 172	Densidad a 20 °C	0.85	g/cm ³	Concebido en el proyecto original
	Destilación			
	PIE	114		
	10 %	152	°C	
	20%	165		
	30%	189		
	40%	212		
	50%	240		
60%	260			
70%	280			
73%	286			
80%	302			
	Agua	No mayor de 5	% masa	
	Impurezas mecánicas	No mayor de 0.2	% masa	
	Azufre	No mayor de 2	% masa	
	Sales	No mayor de 5	mg/l	
Componente de nafta industrial	Densidad a 20 °C	0.755	g/cm ³	Se mezcla con la nafta de la S-301
	Destilación			
	PIE	80	°C	
	18 %	120		
	96%	180		
PFE	220			
	Azufre	No mayor de 0.2	% masa	
Componente de fuel oil	Densidad a 20 °C	0.86	g/cm ³	Componente de combustible para caldera
	Agua	No mayor de 2	% masa	
	Azufre	No mayor de 2	% masa	
	Impureza mecánicas	No mayor de 0.2	% masa	

Anexo 17: Características de los tambores del proceso

Tambores	Denominación	Tipo de fluido	Temp. trabajo (°C)	Presión trabajo (Atm)	Diámetro Nominal	Altura Nominal	Área (m ²)	Vol.(m ³):
D-127	Tambor de inyecto de producto recuperado a la T-105.	Petróleo recuperado	80	Hidrostática	1.6	4.295	6.872	8
D-128	Tambor de reflujo al tope de la T-105	Gasolina recuperada	40	Hidrostática	1.2	3.88	4.656	4

Anexo 18: Características de los intercambiadores de calor del proceso

Equipos de transferencia de calor	Tipo de fluido	Temp. de entrada	Temp. de salida	Presión (ATM)	Área	Diámetro	Long.	No. de cuerpos	No. de pasos en tubos	Nro. de tubos
	Tubos	Tubos	Tubos	Tubos	m ²	m	m			
	Carcaza	Carcaza	Carcaza	Carcaza						
E-121	Crudo recup.	60	80	5.7	3.0	0.5	6	2	2	206
	Fondo T-105	238	80	9						
E-122	Crudo recup.	80	182	5.7	3.6	0.6	6	2	1	308
	Vapor de 11 Atm	230	187	13						
E-123	Fuel oil	350	336	24	4.8	0.8	6	1	1	180
	Fondo T-105	230	238	3.7						
1 E-124	Agua	32	40	10	4.8	0.8	6	1	1	528
	Tope T-105	132	40	3.5						
2 E-124	Agua	33	40	10	4.8	0.8	6	1	1	528
	Tope T-105	132	40	3.5						

Anexo 19: Características de torre fraccionadora T-01-105

Equipo:	Denominación:	P. Trabajo	P. Prueba	Cantidad de platos de válvula	Espacio e/platos (m):	Diámetro (m):	Altura (m):	Volumen (m ³):	Superficie (m ²):
T-01-105	Torre de fraccionamiento del producto recuperado	1.00	6.41	11	0.4	1.2	16.65	18.83	62.77

Anexo 20: Características de Equipos Dinámicos del proceso

P-01-137 y P-01-137R: Bomba de evacuación del componente fuel oil.

- Capacidad: 18 m³/h
- Altura de presión: 108 m col. H₂O
- Motor eléctrico: 17 kW, 440 V, 3600 r.p.m, 60 Hz
- Temperatura: 238 °C

P-01-138 y P-01-138R: Bomba de evacuación del componente de nafta.

- Capacidad: 12 m³/h
- Altura de presión: 108 m col. H₂O
- Motor eléctrico: 17 kW, 440 V, 3600 r.p.m, 60 Hz
- Temperatura: 40 °C

P-01-139 y P-01-139R: Bomba de inyecto de producto de petróleo colectado

- Capacidad: 18 m³/h
- Altura de presión: 66.4 m col. H₂O
- Motor eléctrico: 10 kW, 440 V, 3600 r.p.m, 60 Hz
- Temperatura: 86 °C

Anexo 21: Mediciones de espesor D-01-408

Niveles	Puntos de calibración (Espesor de diseño 10 mm)		
	A	B	C
I	9.5	9.2	9.7
II	9.3	9.1	9.0
III	9.6	9.4	9.1
IV	9.1	8.9	8.9
V	8.9	8.8	9.3
VI	9.2	8.9	9.4
VII	9.3	8.7	9.2
VIII	9.7	8.9	9.1

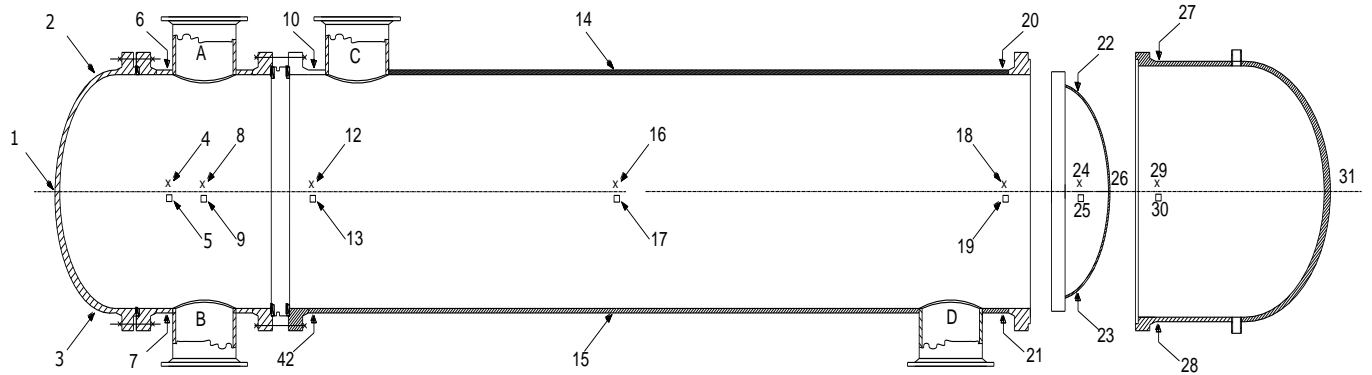
Anexo 22: Mediciones de espesor D-01-127

Niveles	Puntos de calibración (Espesor de diseño 10 mm)		
	A	B	C
I	9.5	8.9	9.7
II	9.1	9.3	9.0
III	9.3	9.4	9.1
IV	9.4	9.6	8.9
V	8.9	8.8	9.3
VI	9.2	8.9	9.4
VII	8.9	9.7	8.9
VIII	9.3	9.0	9.3
XI	9.4	9.1	9.2
XII	9.2	8.9	9.1
XIII	9.1	9.3	8.9
XIV	9.7	9.4	9.1

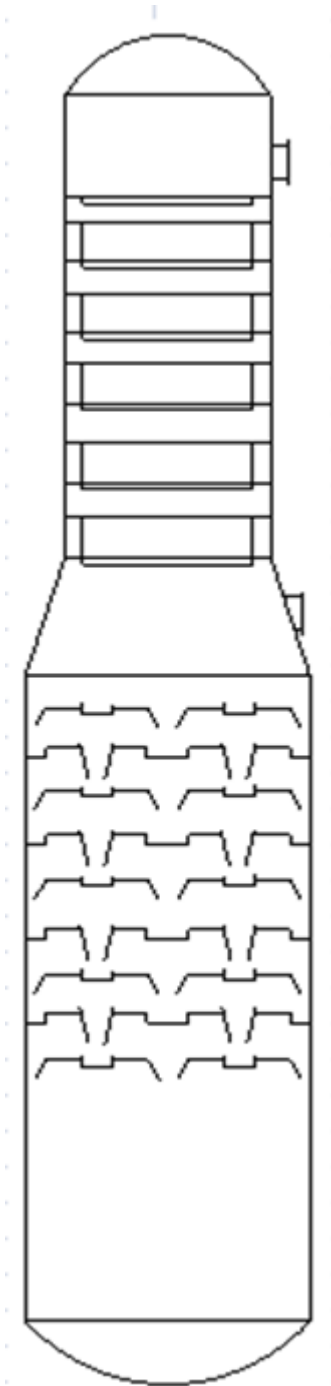
Anexo 23: Resultados de calibración de E-01-123

Puntos	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Espesor	38.5	37.3	38.4	8.7	8.3	8.4	8.4	8.7	8.5	8.7	8.7	8.3	8.4	8.4	8.6	8.9
Puntos	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	
Espesor	8.6	8.8	8.6	8.7	8.4	14.7	15.8	15.7	14.9	16.3	9.5	11.4	8.7	9.2	8.3	

Partes del intercambiador	Límite de Retiro (mm)
Envolvente	4.82
Caja Distribuidora	4.82
Tapa de la caja Distribuidora	23.4
Gorro	4.82



Anexo 24: Calibración T-01-105

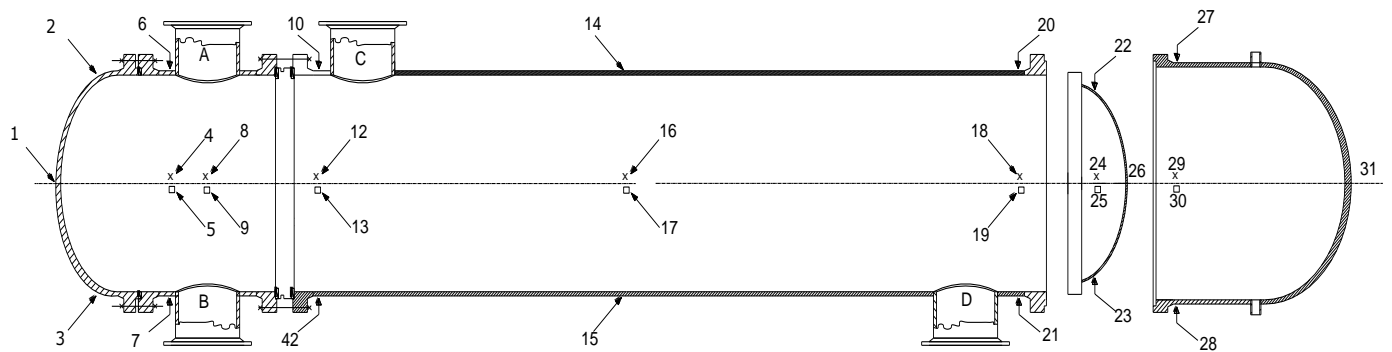


Espesor de diseño 24 mm				
Niveles	N	S	E	O
I	23.1	23.3	22.9	23.5
II	22.9	22.8	23.0	23.1
III	21.8	23.1	23.6	23.4
IV	23.5	23.2	23.7	23.7

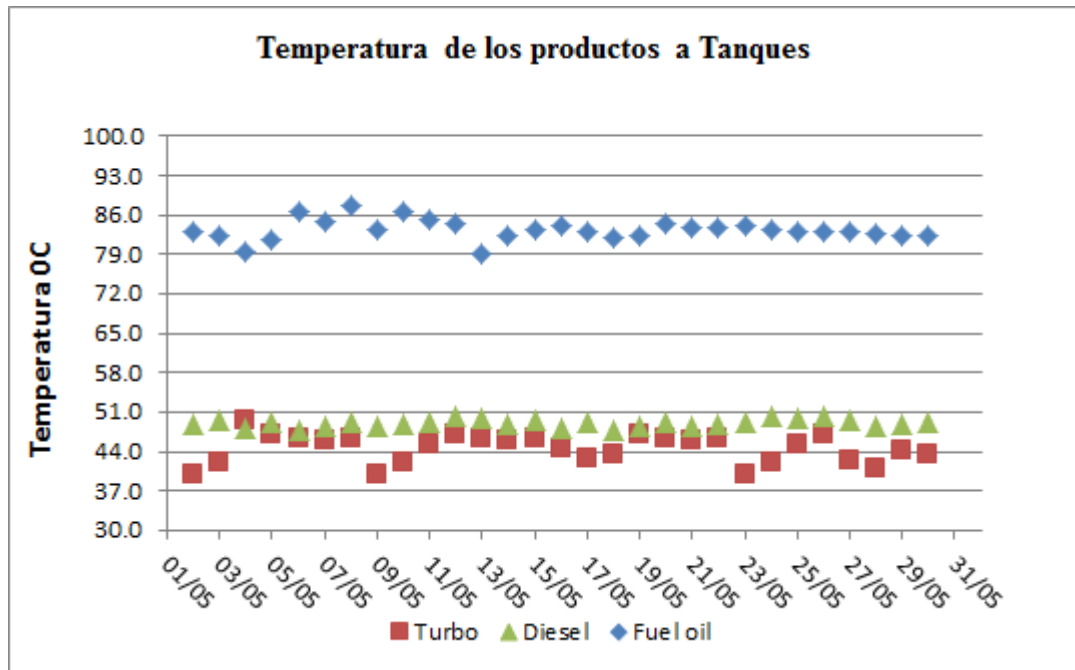
Anexo 25: Resultado de Calibración de E-01-403/2

Partes del intercambiador	Límite de Retiro (mm)
Envolvente	4.82
Caja Distribuidora	4.82
Tapa de la caja Distribuidora	22.3
Gorro	4.82

Puntos	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Espesor	34.6	39.8	39.5	8.6	8.5	8.7	8.4	8.7	8.5	8.7	8.1	8.7	8.5	8.6	8.5	8.6
Puntos	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	
Espesor	8.7	8.3	8.4	8.4	8.4	15.2	15.5	15.4	15.1	15.8	9.3	10.4	9.7	9.7	9.4	



Anexo 26: Temperatura de productos garantizadas para almacenar



Anexo 27: Características del D-01-408 Tambor de reflujo de la T-01-403

T (°C)	P (atm)	Diámetro nominal (m)	Altura nominal (m)	A(m ²)	V(m ³)
50	19	1.2	3.7	4.44	4

Anexo 28 a): Reparación capital de bombas centrífugas

No.	Actividades a realizar
1	Desarme total del equipo
2	Limpieza de todas las piezas incluyendo el cárter
3	Montaje del sistema de enfriamiento
4	Sustitución de los rodamientos
5	Verificar el batimiento del rotor y el balanceo estático del mismo
6	Reparación de las uniones roscadas de la bomba
7	Reparación del chavetero del árbol
8	Revisar las partes roscadas del árbol
9	Sustitución de la camisa de la empaquetadura
10	Sustitución de los aros de desgaste del impelente
11	Sustitución de los semicoupling
12	Comprobar todos los ajustes señalados en el Anexo 28 b)
13	Sustitución y montaje del impelente
14	Realizar el balanceo dinámico del rotor del equipo
15	Reparación del cimientó
16	Realizar encamisado en los lugares de alojamiento de los rodamientos
17	Reparación de los lugares corroídos del equipo
18	Realizar defectoscopia por ultrasonido al árbol
19	Arme y alineación del equipo
20	Lubricar el equipo
21	Rodaje y prueba de la bomba. Chequeo de todos los parámetros de funcionamiento, estado. Entrega a explotación

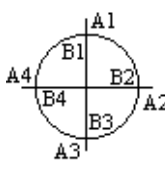
Anexo 28 b): Formulario de bomba centrífuga de un impelente

No	Denominación de la medición	Valores del fabricante	Mediciones
I	Diámetro del eje	a	
		b	
	Diámetro del semicoupling	a	
		b	
	Holgura entre el eje y el coupling		
II	Diámetro del eje	a	
		b	
	Diámetro interior del rodamiento	a	
		b	
	Ajuste entre el eje y el rodamiento		
	Diámetro exterior del rodamiento	a	
		b	
	Diámetro interior del alojamiento del rodamiento	a	
		b	
	Ajuste entre el rodamiento y su alojamiento		

Continuación de la tabla

No	Denominación de la medición	Valores del fabricante	Mediciones
III	Diámetro del eje.	a	
		b	
	Diámetro interior del rodamiento.	a	
		b	
	Ajuste entre el eje y el rodamiento.		
	Diámetro exterior del rodamiento.	a	
		b	
	Diámetro interior del alojamiento del rodamiento.	a	
b			
Ajuste entre el rodamiento y su alojamiento.	a		
	b		
IV	Diámetro del eje en el asiento del sello mecánico.	a	
		b	
V	Diámetro del eje.	a	
		b	
	Diámetro interior del cono del impelente.	a	
		b	
Ajuste entre el impelente y el eje.			

Continuación de la tabla

No	Denominación de la medición		Valores del fabricante	Mediciones
VII	Diámetro del aro de desgaste móvil de succión del impelente.			
	Diámetro del aro de desgaste fijo del cuerpo de la bomba (Voluta).			
	Holgura entre los aros de desgaste.			
	Diámetro exterior del impelente (D).			
	Ancho del canal del impelente (δ).			
VIII	Flexión del eje en:	I		
		III		
		V		
IX	Desplazamiento axial del eje.			
	Resultado de la alineación:			
	A - Radial. B - Axial.			RV AV RH AH

(Continuación del formulario)

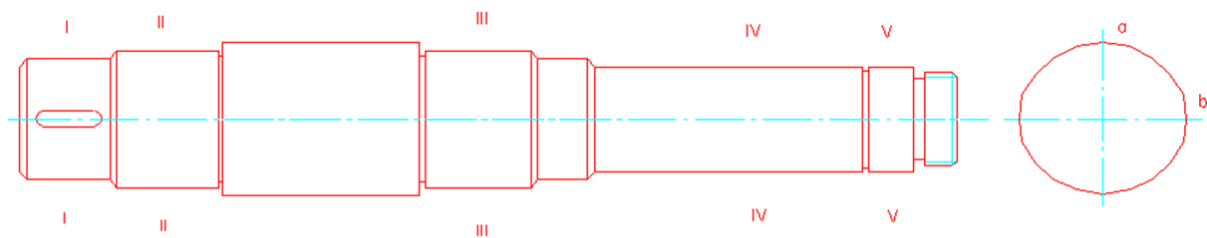


Figura nro 1 : Arbol de la bomba.