

UCLV
Universidad Central
"Marta Abreu" de Las Villas



FQF
Facultad de
Química y Farmacia

TRABAJO DE DIPLOMA

Título **Modificaciones tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).**

Autores

Liset Martínez García

Tutores

Dr. C. Meilyn González Cortés

M. Sc. Mijail Bonachea Crespo

Este documento es Propiedad Patrimonial de la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, y se encuentra depositado en los fondos de la Biblioteca Universitaria “Chiqui Gómez Lubian” subordinada a la Dirección de Información Científico Técnica de la mencionada casa de altos estudios.

Se autoriza su utilización bajo la licencia siguiente:

Atribución- No Comercial- Compartir Igual



Para cualquier información contacte con:

Dirección de Información Científico Técnica. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas.

Carretera a Camajuaní. Km 5½. Santa Clara. Villa Clara. Cuba. CP. 54 830

Teléfonos.: +53 01 42281503-1419

Pensamiento

*Ganar no es cuestión de vida o muerte, es algo más, es salir a
luchar, una lucha por nuestros sueños...*

Miguel Ángel Cornejo

Dedicatoria

*A mis padres Milagros y Onelio, por su esfuerzo,
apoyo incondicional, y confianza en mí.*

Agradecimientos

A mis padres, por enseñarme que en la vida hay que proponerse metas altas, que todo en la vida lleva sacrificio, por ser mi fuente de inspiración y quienes me impulsaron a ser quien soy, los amo mucho.

A mi hermana Lisbet por ser hermana, amiga, compañera, por ser mi mayor aliada y estar siempre a mi lado, te quiero.

A Zenita y Rey, que gracias a su presencia en mi vida he logrado muchos objetivos, hoy les doy las gracias por ser mis segundos padres,

A Enrique por acompañarme y darme fuerzas en todo momento, por creer en mí y soportarme en los momentos más estresantes, por regalarme tantos momentos de felicidad, te amo.

A mi tutora Meilyn por todo el apoyo en la confección de esta tesis, gracias por el sacrificio, el tiempo dedicado y el poder de dar entusiasmo para seguir adelante, gracias por ayudarme a cumplir mi sueño.

A mi tutor Mijail, por su ayuda en cualquier instante de tiempo, a cualquier hora del día, gracias por ayudarme a realizar mi Trabajo de Diploma.

A todas mis amistades, en especial a Dailenys, Lianni, Carlitos, Yune, por ser mis aliados y recorrer conmigo estos difíciles años.

Al profesor Rubén y profesor Leiva que con su sabiduría y buenos consejos pude terminar satisfactoriamente la tesis, y a todos los demás profesores que contribuyeron en mi formación profesional.

A Leyaní, Charito, Mario y demás compañeros de la Refinería por toda la ayuda que me ofrecieron para la realización de esta tesis.

A todos aquellos que directa o indirectamente contribuyeron a la realización de este sueño.

A todos,

Muchas Gracias.

Resumen

En el trabajo se realiza la evaluación del equipamiento instalado en la Refinería “Sergio Soto” de Cabaiguán, para analizar si el sistema es capaz de producir la cantidad de líquido asfáltico demandada al proceso; ya que se instalará una torre de destilación atmosférica de mayor capacidad, refinándose diariamente 1 000 toneladas de crudo pesado. Se realiza el rechequeo de los equipos de las plantas de destilación atmosférica y al vacío, que incluyen 8 intercambiadores de calor conectados en serie, 3 condensadores, 7 enfriadores y 2 hornos. Como resultado se obtuvo que la mayoría de estos pueden asimilar la nueva capacidad de producción, excepto el enfriador de diésel que tiene un por ciento de área en defecto de 3,94, lo que no permite su utilización para el aumento de capacidad. Por lo anterior, se proponen modificaciones en la distribución de los fluidos en el banco de intercambio de calor y en los enfriadores aprovechando la tecnología instalada ya que el área de transferencia de calor en los equipos es variable y así no incurrir en mayores gastos por la compra e instalación de equipamientos nuevos. Los resultados obtenidos en el rechequeo de las modificaciones propuestas garantizan la eficiencia ante el aumento de producción ya que, al redistribuir los fluidos, todos los equipos cumplen con un por ciento de área en exceso superior al 10%. Se realiza un análisis económico de las inversiones propuestas reportando un costo de \$260519,67; el cual significa el 3,41 por ciento de las utilidades anuales previstas, lo que muestra la factibilidad económica de las modificaciones propuestas.

Abstract

In the work, the equipment installed in the "Sergio Soto" Refinery in Cabaiguán is evaluated to analyze if the system is capable of producing the quantity of asphaltic liquid demanded from the process; since an atmospheric distillation tower of greater capacity will be installed, refining 1 000 tons of heavy crude daily. The rechecking of the equipment of the atmospheric and vacuum distillation plants is carried out, which includes 8 heat exchangers connected in series, 3 condensers, 7 coolers and 2 furnaces. As a result, it was obtained that most of these can assimilate the new production capacity, except the diesel cooler that has a percent of defect area of 3,94; which does not allow its use for capacity increase. Therefore, modifications are proposed in the distribution of fluids in the heat exchange network and in the coolers taking advantage of the installed technology since the area of heat transfer in the equipment is variable and thus not incur in greater expenses for the purchase and installation of new equipment. The results obtained in the rechecking of the proposed modifications guarantee the efficiency before the increase of production since, when redistributing the fluids, all the equipment fulfill with a percent of area in excess superior to 10%. An economic analysis of the proposed investments is carried out reporting a cost of \$ 260 519,67; which means 3,41 percent of the annual expected profits, which shows the economic feasibility of the proposed modifications.

Índice

Resumen	vii
Abstract	viii
Introducción	1
Capítulo 1: Revisión Bibliográfica.....	3
1.1 Petróleo. Origen.	3
1.1.1 Características fundamentales.....	3
1.2 Características de la industria petrolera de Cuba y el petróleo cubano.	5
1.2.1 Características del petróleo cubano.....	5
1.2.2 Preparación del petróleo crudo cubano para su refinación.....	7
1.3 Refinerías de petróleo. Generalidades.	7
1.4 Productos de la destilación.....	8
1.4.1 Aplicaciones de los derivados del petróleo.....	9
1.5 Generalidades del asfalto.	10
1.5.1 Propiedades del asfalto.....	11
1.5.2 Aplicaciones del asfalto.....	12
1.5.3 Riesgos del contacto con el asfalto.....	12
1.6 Balances de masa y energía en el proceso de destilación.	13
1.6.1 Balances de masa.....	13
1.6.2 Balance energético o de entalpía.	14
1.7 Metodologías de rechequeo de equipos de procesos químicos.....	15
1.7.1 Rechequeo de intercambiadores de calor.	15
1.7.2 Rechequeo de enfriadores y condensadores.....	16
1.7.3 Rechequeo de hornos.....	16
1.8 Descripción del proceso tecnológico de refinación de crudo en la refinería “Sergio Soto Valdés”.....	17
1.9 Diagrama heurístico.....	22
Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico AC-30 en la Refinería “Sergio Soto”.....	26
2.1 Balances de masa y energía en el proceso de refinación de crudo.....	26
2.1.1 Balance de masa en la torre de destilación atmosférica (T-101)	27
2.1.2 Balances de masa en los despojadores de destilación atmosférica.	28
2.1.3 Balances de energía en el banco de intercambio de calor.....	29
2.1.4 Balances de masa y energía en los condensadores de nafta.....	31
2.1.5 Balances de energía en los enfriadores de destilación atmosférica.	32
2.1.6 Balance de masa en la torre de destilación al vacío.	33

2.1.7 Balances de masa en los despojadores de destilación al vacío.....	34
2.1.8 Balance de energía en los condensadores de vacío.....	35
2.1.9 Balance de energía en los enfriadores de vacío.....	35
2.2 Rechequeo del equipamiento de la planta de destilación atmosférica y al vacío.	36
2.2.1 Rechequeo de los intercambiadores de calor.....	36
2.2.2 Rechequeo de los condensadores del tope de destilación atmosférica y al vacío.	46
2.2.3 Rechequeo de los enfriadores.....	50
2.2.4 Rechequeo de los hornos.....	58
2.2.5 Análisis de los resultados obtenidos mediante el rechequeo de los equipos.	61
2.3 Tanque de lavado	63
2.4 Tanques de almacenamiento del crudo pesado (Matanzas).	64
Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería “Sergio Soto” para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).....	65
3.1 Transporte y descarga del crudo pesado (Matanzas).	65
3.2 Proceso de refinación del crudo pesado (Matanzas).	66
3.2.1 Modificaciones en el banco de intercambiadores de calor.	66
3.2.1.1 Balances de energía en el banco de intercambio de calor.....	66
3.2.1.2 Rechequeo de los intercambiadores de calor.	68
3.2.2 Modificaciones tecnológicas en la sección de enfriamiento.	77
3.2.2.1 Rechequeo de los enfriadores	78
3.2.3 Rechequeo de los hornos.....	84
3.2.4 Análisis de los resultados obtenidos con las modificaciones propuestas....	85
3.3 Análisis económico de las modificaciones tecnológicas propuestas.....	86
3.3.1 Inversión.....	87
3.3.2 Costo Total de Producción.....	88
Conclusiones generales.....	93
Recomendaciones	94
Bibliografía.....	95
Anexos	97

Introducción

El desarrollo económico y social de nuestro país ha favorecido el aumento del parque de vehículos que transitan a diario por las carreteras y autopistas. Esto ha provocado que los viales ejecutados en los años 30, presenten un deterioro progresivo y acumulado, además de que en su mayoría los mismos fueron diseñados para vehículos de menor porte. En ese sentido, la falta de mantenimiento programado debido a la escasez de recursos y a la insuficiencia de medios para su reparación ha agravado la situación con el transcurso de los años.

En la actualidad existe un gran interés por revertir este aspecto, lo que ha conllevado a un aumento de la demanda de líquido asfáltico AC-30 el cual es uno de los productos necesarios para ejecutar el mantenimiento de los viales.

El líquido asfáltico AC-30 se obtiene del proceso de refinación de crudo y la producción que se tiene del mismo en el país no cubre las necesidades actuales.

En la Refinería “Sergio Soto” se obtiene este producto durante la refinación del crudo proveniente de Matanzas. Esta refinería se encuentra ubicada en el municipio de Cabaiguán, provincia Sancti-Spíritus, pertenece a la unión CUPET y al Ministerio de Energía y Minería. Se dedica a la refinación del crudo nacional originario de la cuenca central (Jatibonico, Pina - Cristales y Majagua), además del crudo Varadero, y costa norte de las provincias de Matanzas, Mayabeque y La Habana. Actualmente se producen y comercializan combustibles, base para lubricantes y aceite transformador, con variados surtidos, referidos a nafta, queroseno, diésel, fuel-oil, líquido asfáltico y componente sigatoca; como productos auxiliares el demulsificante, el carbonato de sodio, hidróxido de sodio, hidrato de cal y el inhibidor de corrosión.

En el contexto de este trabajo el producto de interés es el líquido asfáltico pero la cantidad que se produce, como ya se refirió, dada la capacidad de producción de la Refinería “Sergio Soto Valdés”, no cubre la demanda solicitada por lo que se hace necesario invertir en proyectos que desarrollen la industria y posibiliten el aumento de la capacidad de producción de manera tal que se garantice eficientemente la cantidad requerida.

Atendiendo a lo que se ha explicado se plantea:

Problema científico:

Ante la demanda de líquido asfáltico AC-30, se prevé un incremento del crudo a procesar y se desconoce si el equipamiento actual y el flujo tecnológico del proceso de la Refinería “Sergio Soto” sea capaz de asimilar el aumento referido.

Hipótesis:

Mediante un análisis de capacidad de la planta para refinar el crudo, será posible determinar los equipos que satisfacen los nuevos requerimientos de producción, así como hacer las

modificaciones tecnológicas necesarias en las etapas que lo requieran para suplir la nueva demanda de asfalto.

Objetivo General:

Identificar las modificaciones tecnológicas necesarias en la Refinería “Sergio Soto” para aumentar la producción de líquido asfáltico del país.

Objetivos específicos:

1. Analizar el proceso de obtención del asfalto en la Refinería “Sergio Soto” con énfasis en las etapas de descarga, tratamiento y refinación del crudo.
2. Evaluar el equipamiento existente en las etapas referidas para aumentar la producción de líquido asfáltico AC-30.
3. Proponer las modificaciones tecnológicas e inversionistas necesarias para aumentar la producción de líquido asfáltico AC-30.
4. Analizar económicamente las modificaciones tecnológicas e inversionistas propuestas.

Capítulo 1: Revisión Bibliográfica

1.1 Petróleo. Origen.

El petróleo es un líquido viscoso de color verde, amarillo, marrón o negro y que está constituido por diferentes hidrocarburos, es decir, por compuestos formados por átomos de carbono e hidrógeno en cantidades variables. No se han encontrado nunca dos yacimientos petrolíferos que tengan exactamente la misma composición, ya que, junto con hidrocarburos, hay a menudo otros compuestos oxigenados, nitrogenados y otros compuestos orgánicos con elementos como el azufre, el níquel o el vanadio.

El oro negro, como metafóricamente se denomina el petróleo, tiene su origen en la descomposición de los minúsculos organismos acuáticos que vivían en los antiguos mares de la Tierra hace millones de años, cuando todavía los humanos no habían aparecido.

Cuando estos microorganismos animales y vegetales morían y caían al fondo de las grandes masas de agua, sucesivas capas de sedimentos inorgánicos –arenas y arcillas– se depositaban encima, enterrándolos cada vez más profundamente. La elevada presión de las capas de tierra, las altas temperaturas y la acción de bacterias con ausencia de oxígeno –es decir, en un medio anaerobio– fue transformando lentamente los restos orgánicos en lo que se conoce como petróleo crudo. El proceso de descomposición de la materia orgánica y la formación del petróleo tarda entre 10 y 100 millones de años.(Escobar 2002)

Aunque el petróleo es solamente una mezcla de gran variedad de hidrocarburos, estos componentes no se separan por sí solos, sino que hay que separarlos por medio de calor gradual, que hace evaporar primero los hidrocarburos livianos y luego, los más pesados; así mismo se puede calentar el crudo hasta convertirlo en gas y luego enfriarlo progresivamente, en cuyo caso los hidrocarburos pesados serán los primeros en convertirse en líquidos, luego los menos pesados y así sucesivamente.

Este último principio es la base principal en la refinación .

1.1.1 Características fundamentales

✓ Composición química.

La composición química depende de la presencia de ciertos componentes químicos en el mismo, así como de la unión de éstos en elementos más complejos. Su importancia radica en las características particulares que cada uno de estos elementos le añade. Se puede clasificar en parafínicos, nafténicos, aromáticos o mixtos mediante análisis relativamente simples, de acuerdo con la proporción predominante de moléculas de hidrocarburos similares.

- **Parafínicos:** Se clasifican así porque su componente principal es la parafina, son muy fluidos y de color claro, tienen una buena estabilidad a la oxidación, por lo que son los más

apropiados para la obtención de aceites lubricantes y proporcionan una mayor cantidad de nafta .

- Aromáticos: Son poco estables a la oxidación y más apropiados para obtener gasolinas o gasóleos, dan naftas de buen octanaje y son indeseables para producir aceites (REPSOL-YPF).
 - Nafténicos: Sus componentes principales son los naftenos y los hidrocarburos aromáticos, son muy viscosos y de coloración oscura y generan una gran cantidad de residuos tras el proceso de refinación. Son apropiados para la obtención de aceites lubricantes .
 - Mixtos: Tienen cantidades variables de cada tipo de hidrocarburo (Kraus 1998).
- ✓ Densidad.

También se definen según la densidad API (específica). Por ejemplo, los crudos pesados tienen bajas densidades API (y altas densidades específicas). Un crudo de baja densidad API puede tener un punto de inflamabilidad alto o bajo, dependiendo de sus componentes más ligeros (constituyentes más volátiles). Dada la importancia de la temperatura y la presión en el proceso de refino, los crudos se clasifican además por su viscosidad, puntos de fluidez y rangos de destilación. También se tienen en cuenta otras características físicas y químicas, como el color y el contenido de carbono residual. Los crudos de petróleo con alto contenido de carbono, bajo contenido de hidrógeno y baja densidad API suelen ser ricos en aromáticos, mientras que los de bajo contenido de carbono, alto contenido de hidrógeno y alta densidad API, son por lo general ricos en parafinas (Kraus 1998).

Los grados API se utilizan asimismo para determinar el precio de un crudo determinado, dado que cuanto mayor sea el valor en grados API, mayor es la proporción de crudo utilizable, principalmente en fracciones ligeras (nafta, nafta ligera, etc.)

Según la densidad, los crudos pueden ser clasificados de la siguiente forma:

Tabla 1.1: Clasificación de los crudos según su densidad.

Tipo de crudo	°API	Densidad (kg/m ³)
Liviano	> 31,1	< 870
Medio	22,3 – 31,1	920 – 870
Pesado	10,0 – 22,3	1 000 – 920
Extra Pesado	< 10	> 1 000

- ✓ Contenido de azufre.

El azufre constituye la impureza más indeseable y dañina que acompaña al petróleo. Se encuentra en los crudos en cantidades que varían de 0,3 a 5 %. Los compuestos formados

por este elemento, cuando son contenidos por los productos derivados del petróleo causan, según (Verde 1961):

- Corrosión en el equipo de refinación; también en equipos donde se utilicen motores.
- Formación de un gas tóxico y corrosivo, el sulfuro de hidrógeno (H₂S), el cual tiene olor a huevo podrido.
- Formación de compuestos llamados mercaptanos, de mal olor y que pueden transformarse en compuestos corrosivos.
- Al igual que otras impurezas, envenenan o desactivan los catalizadores utilizados en la industria.

1.2 Características de la industria petrolera de Cuba y el petróleo cubano.

La industria petrolera de Cuba solo explota un cinco por ciento del petróleo en sus yacimientos en tierra firme y aguas someras, por la falta de capital extranjero y tecnología para acometer desarrollos como el del campo de Varadero 1000, el mayor realizado hasta ahora.

El petróleo cubano es de difícil y costosa explotación y procesamiento por su característica de extrapesado, ya que oscila entre ocho y 12 grados API, contra los 34 grados del tipo árabe liviano de los productores del Golfo.

La nueva apertura con Estados Unidos "Da la posibilidad de demostrar que Cuba tiene oportunidades petroleras .

1.2.1 Características del petróleo cubano.

- Crudo: Pina-Cristales (Majagua: Ciego de Ávila)

Las densidades (peso específico) de los petróleos varían en cada pozo del yacimiento Pina-Cristales. Hay tres sectores principales:

- Un pequeño sector que representa un petróleo ligero con densidades mayores de 31 °API.
- Un sector donde están presente los petróleos medianos con densidades entre 22 y 31 °API.
- Un sector hacia el oeste que caracteriza el petróleo pesado, con una densidad del petróleo menor de 22 °API.

El yacimiento se divide en dos líneas de producción: Una línea "Oeste" que colecta el petróleo pesado más algunos medios y otra línea "Este" que colecta el petróleo mediano más ligero (Díaz 1994).

En la siguiente tabla se muestran las características promedio del crudo Pina-Cristales:

Tabla 1.2: Características físico- químicas del crudo Pina-Cristales.

Índice	Unidades de medidas	Pina-Cristales
Gravedad a 60 °C (API)	°API	22,9

Densidad a 20 °C	g/cm ³	0,5838
% Azufre total	%m/m	2,11
Contenido de agua	(% v/v)	0,05
Carbón conradson	%m/m	4,92
Cenizas	%m/m	0,012
Sedimentos por extracción	%m/m	0,018
Craqueo (°C)	-	312

- Crudo: Varadero (Matanzas)

El crudo Varadero es del tipo pesado, de naturaleza nafténica, con valores altos en contenido de azufre y los metales Ni+Va varían entre 60 y 179 ppm generalmente.

El crudo Varadero (CUBA-PETRÓLEO) se obtiene de varios pozos en los que varían algunas de sus características (CEINPET. 1999), encontrándose un promedio de las mismas en la siguiente tabla:

Tabla 1.3. Características físico - químicas del crudo Matanzas.

ÍNDICE	U/M	VARADERO
Gravedad 60 °C	° API	12,4
Densidad a 20 °C	g/cm ³	0,980
Contenido de agua	% v/v	1,5
Sales totales como NaCl	ppm	502
Viscosidad cinemática, a:		
40 °C	cst	9634,78
60 °C		1527,26
80 °C		452,25
Contenido de azufre total	% m/m	5,83
Contenido de asfaltenos	% m/m	18,83
Carbón Conradson	% m/m	13,44
Cenizas totales	% m/m	0,068
No. de neutralización	MgKOH/g	4,37
Sedimentos por extracción	% peso	0,04
Contenido de nitrógeno	ppm	0,28
Contenido de:	ppm	72,0
Ni	ppm	93,0

Va		
Asfáltenos	%	24,0

1.2.2 Preparación del petróleo crudo cubano para su refinación.

El petróleo en su conjunto como mezcla lleva sedimentos como arcilla, agua emulsionada y sales, su eliminación está sujeta a los tratamientos previos como:

- a) Separación del agua por el método de la gravedad (el agua es más densa que el petróleo). Separación de algunas partículas por filtración.
- b) Endulzamiento que consiste en la eliminación de sales como NaCl, CaCl₂, MgCl₂. Es necesario la eliminación de sales porque al ponerse en contacto con el agua forma HCl siendo esto totalmente corrosivo .

Antes del proceso de refinación es necesario someter al petróleo a un tratamiento preliminar que consiste en eliminar, del crudo extraído de los yacimientos, gases disueltos, sales minerales, agua e impurezas mecánicas, así como estabilizarlo.

La separación de los gases se efectúa en separadores especiales en los cuales se hace descender la presión y la velocidad de movimiento del petróleo, lo que se acompaña de la desorción de los gases de entubación. Las sales minerales se eliminan durante la desaladura, la cual consiste en lavar varias veces el petróleo con agua tibia. Durante el lavado se forman emulsiones, las cuales se separan del petróleo al someterlo a un proceso de deshidratación (Hutte 1968).

Esta se puede llevar a cabo mediante una decantación prolongada del petróleo, en este caso junto con el agua se separan impurezas mecánicas. Como el agua forma emulsiones estables con el petróleo la deshidratación completa puede realizarse a condición de que se destruyan las emulsiones introduciendo en el petróleo, antes de calentarlo, demulsificantes, por ejemplo, sales de sodio de los ácidos Nafténicos.

Después de la deshidratación se lleva a cabo la estabilización del petróleo. Este proceso asegura la reducción de las pérdidas de hidrocarburos ligeros durante la transportación y el almacenamiento, así como una presión constante del vapor. Consiste en la extracción por destilación de la fracción de propano - butano de los hidrocarburos y a veces parcialmente de la fracción de pentano. Las instalaciones de estabilización están equipadas de hornos para el calentamiento y una columna de rectificación para separar la fracción de propano - butano que es una materia prima valiosa para la industria química (Mujlionov 1979).

1.3 Refinerías de petróleo. Generalidades.

El petróleo crudo que sale de los pozos es prácticamente inservible, motivo por el cual ha de ser refinado a fin de extraer los productos realmente útiles. El proceso industrial, mediante el

cual se extraen del petróleo crudo diversos productos de gran valor, se conoce como refino y se realiza en las refinerías (Escobar 2002).

Las refinerías, surgen como la necesidad de comercializar este petróleo o crudo que se obtiene directamente de los pozos petrolíferos, imposible de ser vendido directamente después de su extracción. Por lo tanto, el crudo debe necesariamente sufrir una serie de transformaciones, diferentes en muchos casos; ya que dependiendo del origen del mismo, sus características pueden variar sustancialmente en cuanto a estado, densidad, poder calorífico, viscosidad, contenido en azufre y calidad entre otras. Por ello, la operación de cada refinería debe adaptarse a las características del crudo que procesa, por lo que a la hora de diseñar una refinería, se debe estudiar a conciencia, la procedencia del crudo y sus propiedades principales.

Una refinería constituye un complejo industrial que opera las 24 horas del día y 330 días al año. Cuenta con un equipo reducido de personas de alta cualificación profesional, que supervisa constantemente su funcionamiento, gracias a la automatización de los procesos. El refino se inicia con una destilación, una operación que se realiza en una torre de más de 50m de altura, dividida en diferentes compartimentos horizontales, en la que se introduce el petróleo previamente calentado hasta los 400°C. Continuamente, entra el petróleo crudo y salen los diferentes productos destilados según sus puntos de ebullición. Con esta operación, no se acaba el proceso de refino, sino que, posteriormente, los compuestos obtenidos son refinados nuevamente en otras unidades de proceso, donde se modifica su composición molecular o se eliminan los compuestos no deseados, como el azufre. De esta manera, se obtendrán los productos, de acuerdo con las exigencias técnicas y ambientales que son necesarias para su utilización comercial (Escobar 2002).

De acuerdo a las transformaciones que ocurren en una refinería son realizadas mediante los procesos de destilación atmosférica, destilación al vacío, hidrodesulfuración, desintegración térmica, desintegración catalítica, alquilación, reformación catalítica, entre otros.

Cada refinería tiene una estructura física particular, así como determinadas características operativas y una economía particular. La estructura de una refinería y sus características de funcionamiento están determinadas principalmente por su ubicación, antigüedad, disponibilidad de fondos para inversiones de capital, petróleos crudos disponibles, demanda del producto (de los mercados locales y/o de exportación), requisitos de calidad del producto, normativa y estándares ambientales, y las especificaciones y requisitos del mercado para los productos refinados.

1.4 Productos de la destilación.

Mediante la destilación del petróleo, se obtienen progresivamente compuestos de temperatura de ebullición semejante, y que tienen características también similares (Escobar 2002). Estas fracciones obtenidas se dirigen a procesos adicionales como los de

hidrodesulfuración, reformación de naftas, desintegración catalítica y térmica y reducción de viscosidad que dan origen a los productos petrolíferos que se comercializan en el mercado: gasolina automotriz, diésel, combustóleo, turbosina y coque de petróleo (www.energía.gob.mx/res/85/Refinación_Web.pdf).

De acuerdo a (Escobar 2002), los diferentes productos obtenidos y su definición se relacionan a continuación:

- Gases: son sustancias cuyo punto de ebullición se encuentra entre -165 °C y 0 °C , comprende: metano, etano, propano y butano. El propano y el butano se denominan también **Gases Licuados del Petróleo (GLP)**.
- Éter de petróleo: fracción volátil que destila entre los 20 y los 60 °C , y contiene principalmente pentanos y hexanos.
- Gasolinas y naftas: primeros cortes o fracción de la destilación del petróleo crudo. Mezcla formada por hidrocarburos de cuatro a doce átomos de carbono, con un punto de ebullición entre los 30 y 200 °C .
- Queroseno o kerosina: segundo corte o fracción de la destilación del petróleo crudo con punto de ebullición entre 150 y 300 °C . Tiene de doce a dieciséis átomos de carbono, su color, contenido de azufre y características de ignición varían según las propiedades del crudo del que provienen. Su peso específico está dentro de un rango de $0,80$ a $0,83$ y su punto de ignición de 66 °C a 80 °C .
- Gasóleos: compuestos formados por cadenas de quince a dieciocho átomos de carbono, con una temperatura de ebullición de 175 a 400 °C .
- Fuelóleos: productos pesados obtenidos como residuos de la destilación atmosférica.
- Diésel: combustible derivado de la destilación atmosférica del petróleo crudo. Se obtiene de una mezcla compleja de hidrocarburos parafínicos, olefínicos, nafténicos y aromáticos, mediante el procesamiento del petróleo. Es un líquido insoluble en agua, de olor similar al del petróleo.
- Asfaltos: es un material de cementación sólido o semisólido de color oscuro, formado principalmente por bitúmenes. Se encuentra a veces en grandes depósitos naturales como betunes y presente en la mayoría de los petróleos crudos de donde se separa por varios procedimientos y se puede tratar para dar lugar a numerosos tipos y grados de asfalto.

1.4.1 Aplicaciones de los derivados del petróleo.

Las gasolinas y las naftas en general se utilizan como combustibles y como materias primas en la industria petroquímica, para obtener plásticos y productos químicos (Arguimbau 1950)

Según (www.energía.gob.mx/res/85/Refinación_Web.pdf) la gasolina se utiliza fundamentalmente en los motores de combustión interna.

➤ Las naftas se emplean como materia prima para la industria petroquímica básica en la producción de los siguientes productos:

- Tolueno. Se utiliza en la fabricación de explosivos (dinamita), colorantes, preservativos para alimentos, en desinfectantes, como disolventes de múltiples compuestos y diversas aplicaciones en los procesos químicos.
- Benceno. Se utiliza en la fabricación de pinturas, barnices, caucho, tintes, impermeabilizantes, insecticidas, detergentes sintéticos, medicinas y productos químicos.
- Xilenos. Se usan como disolventes, en síntesis, orgánicas (vitaminas, colorantes, etc.), en insecticidas y en algunos combustibles.

El uso de los otros derivados se expone a continuación:

➤ Queroseno: Se utiliza como combustible de aviones reactores, combustible doméstico y para la iluminación.

➤ Gasóleos: Son combustibles para motores diésel y para calefacción.

➤ Fuelóleos: Se utilizan como combustibles de grandes instalaciones, como las centrales térmicas.

➤ Diésel: Se utiliza, fundamentalmente, como combustible en el parque vehicular equipado con motores diseñados para combustible diésel. Por ejemplo, camiones de carga de servicio ligero y pesado, autobuses de servicio urbano, locomotoras, embarcaciones, maquinaria agrícola, industrial y de la construcción.

➤ Asfaltos:

- Se utilizan en la pavimentación de carreteras, calles, aeropuertos, estacionamientos, etcétera.

- Se utilizan principalmente en impermeabilizaciones y aplicaciones industriales como recubrimiento de canales de riego, tuberías, base de pinturas, tintas, selladores, antioxidantes, cementos plásticos, etc.

➤ Aceites lubricantes: Utilizados en industria química para la lubricación de máquinas.

➤ Parafinas y carbón de coque: Utilizados en los altos hornos de las industrias metalúrgicas.

➤ Vaselina: Utilizada para pomadas y ungüentos.

Otros subproductos son alcoholes, digerinas, bencenos, utilizados en la fabricación de fibras textiles, plásticos, lacas, colorantes y disolventes.

1.5 Generalidades del asfalto.

El asfalto es un material bituminoso de color negro, constituido principalmente por asfáltenos, resinas y aceites, elementos que proporcionan características de consistencia, aglutinación y

ductilidad; es sólido o semisólido y tiene propiedades cementantes a temperaturas ambientales normales.

Al calentarse se ablanda gradualmente hasta alcanzar una consistencia líquida. Estos pueden tener dos orígenes; los derivados de petróleos y los naturales.

Los asfaltos naturales, se han producido a partir del petróleo, pero por un proceso natural de evaporación de las fracciones volátiles, dejando las asfálticas solamente. Estos pueden encontrarse como escurrimientos superficiales en depresiones terrestres, dando origen a los lagos de asfalto, como los de las islas Trinidad y Bermudas.

1.5.1 Propiedades del asfalto.

➤ **Propiedades mecánicas básicas.**

Cuando el asfalto es calentado a una temperatura lo suficientemente alta, por encima de su punto de inflamación, este comienza a fluidificarse, a veces como un fluido Newtoniano y sus propiedades mecánicas pueden definirse por su viscosidad. A temperaturas más bajas, el asfalto es un sólido visco-elástico, sus propiedades mecánicas son más complejas y se describen por su módulo de visco-elasticidad, conocido como el módulo de stiffness.

➤ **Viscosidad**

La viscosidad de un asfalto es usualmente medida en un viscosímetro capilar en una manera similar a la que se miden los aceites lubricantes. Este método mide la viscosidad cinemática que se reporta en centistokes (cst). La dinámica o absoluta se mide en centipoises (cp) y puede obtenerse de la cinemática multiplicándola por la densidad a esa temperatura determinada. En muchas aplicaciones, el asfalto es calentado hasta hacerse lo suficiente fluido para cada aplicación en particular. **(Anexo 1)**

➤ **Resistividad / Conductividad Eléctrica**

El asfalto tiene una alta resistencia (o una baja conductividad) y es en consecuencia un buen material aislante. La resistencia de todos los grados comerciales decrece con el incremento de la temperatura.

➤ **Propiedades Térmicas**

- Conductividad térmica es alrededor de 0,16 W/m°C (0,14 kcal/m-h°C).
- El coeficiente de expansión cúbica del asfalto es alrededor de 0.0006 °C.

➤ **Almacenamiento y manipulación del asfalto caliente**

Costras o formación de pieles en tanques de asfalto es causado por el sobre calentamiento en una atmósfera oxidante. Esto puede ser minimizado reduciendo la temperatura de almacenamiento o evitando picos temporarios de temperatura causados por controles deficientes de la temperatura. El asfalto no debe ser almacenado a granel a altas temperaturas. Si la temperatura de aplicación está por encima de los 160°C, se deberá utilizar

un pequeño tanque calentador para llegar a esa temperatura y la temperatura en el tanque debe estar 50°C por encima del punto de ablandamiento del asfalto en cuestión. Gas inerte como el nitrógeno o el dióxido de carbono puede ser utilizado para reducir la formación de "pieles" en la superficie del asfalto. Este tipo de proceso puede llegar a ser oneroso.

1.5.2 Aplicaciones del asfalto.

Además de las aplicaciones que se expusieron en el epígrafe 1.4.1, en la actualidad al asfalto se le ha dado más de un uso en particular que el de pavimentación de vías, algunos ejemplos son:

➤ **En obras hidráulicas**

- Revestimientos de hormigón asfáltico para canales
- Revestimiento de depósitos y lagunas
- Protección contra la erosión
- Revestimiento de presas
- Revestimientos asfálticos para instalaciones de tratamiento de aguas residuales

➤ **Otros**

- Impermeabilización de cubiertas
- Terrenos de juego
- Pistas de tenis
- Revestimientos asfálticos para piscinas
- Ganadería
- Suelos industriales
- Revestimiento asfáltico de tuberías
- Protección de sementeras con asfalto

(ASFALTO.pdf)

1.5.3 Riesgos del contacto con el asfalto.

➤ **Riesgos higiénicos:**

- Los asfaltos oxidados, a temperatura ambiente, no presentan riesgos para la salud. Pero normalmente son manipulados en estado de fusión pudiendo ocasionar quemaduras.
- A muy altas temperaturas, los asfaltos desprenden humos, no clasificables como cancerígenos en humanos. (P 2003)

➤ **Riesgos Físicos-Químicos**

- Los oxiasfaltos son manipulados y almacenados a temperaturas por encima de los 100° C. En estas condiciones el contacto con el agua ocasiona una violenta expansión con

riesgo de salpicaduras y reboses. Aunque el producto no es inflamable, sí es combustible y puede arder.

➤ **Contacto con los ojos:**

- Producto frío: Lavar copiosamente con agua manteniendo los párpados bien abiertos. Si persiste el dolor o un enrojecimiento de la zona, acudir al médico.
- Producto caliente: Aplicar agua en la zona para disipar el calor durante al menos 5 minutos. En el caso de quedar producto adherido, no tratar de desprenderlo a no ser mediante el lavado con agua. Acudir al médico sin demora.(P 2005)

➤ **Contacto con la piel:**

- Cuando se produzca una quemadura causada por producto caliente, inundar la zona con agua fría para disipar el calor. No intentar desprender el asfalto ya que proporciona el mismo una protección estéril sobre la zona quemada y se desprenderá de manera natural junto con la corteza de la herida al cabo de un tiempo, todas las quemaduras requieren atención médica.
- El oxiasfalto se contrae al enfriarse y por tanto hay que considerar el si algún miembro queda totalmente rodeado.

➤ **Inhalación de vapores:**

- Si la inhalación de nieblas, humos o vapores causa irritación en las vías respiratorias, situar al afectado en una zona de aire fresco. Si los síntomas persisten acudir al médico.
- En caso de una exposición a gases de sulfuro de hidrógeno, el afectado debe ser trasladado a una zona de aire limpio y solicitar atención médica inmediata. Si hay pérdida de conocimiento o dificultad en la respiración, procurar respiración asistida, preferentemente utilizando el método boca a boca. Administrar masaje cardíaco si es preciso. Buscar atención médica inmediatamente.

1.6 Balances de masa y energía en el proceso de destilación.

1.6.1 Balances de masa.

El Balance de masa es la expresión de la Ley de Conservación de la Masa. Realizar un Balance de Masa en un sistema determinado, implica analizar todas las formas posibles de variación de la masa en un proceso, hecho que puede expresarse matemáticamente de acuerdo con la expresión siguiente:

$$MA = ME - MS + MG - MC$$

Donde:

MA: Masa acumulada dentro del sistema

ME: Masa que entra por los límites del sistema

MS: Masa que sale por los límites del sistema

MG: Masa generada por reacción química

MC: Masa consumida por reacción química

Cuando se trabaja en estado estacionario y no se produce reacción química la expresión se reduce de la siguiente forma:

$$\mathbf{ME = MS}$$

Los balances pueden ser aplicados a todas las corrientes simultáneamente, sin tener en cuenta la composición de las mismas (Balance Total), o a uno de los componentes del sistema, sin tener en cuenta los demás elementos presentes (Balance Parcial) (Estupiñan 2001).

1.6.2 Balance energético o de entalpía.

La energía existe en muchas formas distintas, considerándose seis cantidades importantes: trabajo, calor, energía cinética, energía potencial, energía interna y entalpía (Himmelblau 1997).

El balance de energía es la expresión matemática del primer principio de la Termodinámica, por lo tanto en cualquier proceso será cierto que el calor ganado coincidirá con el calor cedido. Generalmente el balance se establecerá sobre entalpía específica, que en procesos a presión constante equivale al calor intercambiado. Las unidades del balance serán de energía (kJ):

- Para dos sistemas que se relacionan a través del intercambio de calor se establece una relación especial, la cual puede plantearse de la siguiente manera:

$$\mathbf{Q(\text{ganado}) + Q(\text{cedido}) = 0}$$

$$\mathbf{\sum Q_{\text{ganado}} = \sum Q_{\text{cedido}}}$$

- Al existir pérdidas caloríficas esta relación es modificada incluyendo el término que determina la eficiencia del proceso, como una fracción del calor cedido. Si el valor de la pérdida es conocido, puede sumarse a la expresión general.

$$\mathbf{Q(\text{ganado}) + \eta Q(\text{cedido}) = 0}$$

- La variación de entalpía, asociada a una corriente que pasa a través de un intercambiador y viene dada por la primera ley de la termodinámica:

$$\mathbf{\Delta H = Q \pm W}$$

En un intercambiador de calor, no se está realizando ningún trabajo mecánico, por lo que:

$$\mathbf{W = 0}$$

La ecuación se simplifica:

$$\mathbf{\Delta H = Q}$$

- Si en el proceso de intercambio térmico se modifica la temperatura, se estará intercambiando calor sensible, que podrá calcularse con la siguiente ecuación:

$$Q(\text{kJ}) = m * \Delta H = m_i * C_{pi} * \Delta T$$

$$\Delta T = T_2 - T_1$$

Donde:

m_i: Flujo másico (kg/sec)

C_{pi}: Calor específico [C_p (kJ/ kg °C)].

T₁: Temperatura en la cual la corriente está disponible (°C).

T₂: Temperatura a la cual se debe llevar la corriente (°C).

ΔH: Variación que se produce en la entalpía, que se calculará multiplicando el calor específico del producto considerado por la variación de su temperatura, por lo tanto las unidades de la entalpía específica serán:

$$\Delta H = C_p \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg} * ^\circ\text{C}} \right) * \Delta T(^{\circ}\text{C}) = \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

La entalpía no es en sí una forma de la energía, sino una suma de estas. Se utiliza para caracterizar procesos a flujo o sistemas abiertos, donde la energía interna no es suficiente para su evaluación y se conforma como la suma de esta con el Trabajo de Flujo (energía consumida o liberada en la entrada y salida de los materiales del sistema) (Estupiñan 2001).

- Los balances entálpicos se utilizan para calcular la cantidad de calor (Q) necesaria para modificar la temperatura, estado de agregación o naturaleza química de una determinada cantidad de materia, cálculo de caudal de fluido refrigerante o de calefacción necesario para mantener las condiciones de trabajo de una operación, cálculo de caudales de calor intercambiados y requeridos para que una operación se realice en condiciones isotérmicas o adiabáticas, cálculo del consumo de combustible para producir el calor necesario en una operación, cálculo de rendimientos y propuestas de estrategias.
- Los balances de energía se aplican en la industria para la recuperación máxima del calor (optimización energética del proceso, calentamiento o enfriamiento de un fluido), producción efectiva de calor en hornos y calderas, cálculo de pérdidas y aislamientos, optimización de los procesos de obtención de energía eléctrica (Cogeneración), cálculo del consumo de combustible para producir trabajo y calor .

1.7 Metodologías de rechequeo de equipos de procesos químicos.

1.7.1 Rechequeo de intercambiadores de calor.

Para realizar el rechequeo de intercambiadores de calor, específicamente de tubos y concha, se emplea la metodología propuesta por (Kern, 2005a) y se relaciona a continuación:

1) Realizar balance térmico para determinar el flujo calórico.

$$Q = M_{RT} * C_{pRT} * (T_1 - T_2) = m_c * C_{pc} * (t_2 - t_1)$$

2) Calcular la variación de temperatura verdadera, ajustando el valor con el factor de corrección (Ft) empleando las gráficas correspondientes en dependencia del número de pasos de los fluidos por la concha y los tubos y luego de determinar S y R a partir de los valores de temperaturas

$$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad \Delta t = Ft * MLDT$$

3) Ubicar los fluidos por dentro de los tubos y la concha.

4) Calcular los coeficientes peliculares (h_i , h_o y h_{io}) a partir de los números adimensionales (Nusselt, Reynold y Prandlt) y empleando datos del equipamiento instalado y de los fluidos procesados.

$$h_i = \frac{Nu * k_a}{DI} \quad h_{io} = h_i * \frac{DI}{DE} \quad h_o = \frac{jH * k_n}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0.14}$$

5) Calcular los coeficientes totales (U_c y U_D).

$$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o} \quad U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$$

6) Calcular el factor de depósito (R_D) a partir de los coeficientes totales anteriores.

$$R_{d_{cal}} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$$

7) Seleccionar el factor de obstrucción (R_{Dreq}) en las tablas correspondientes en dependencia del fluido utilizado.

$$R_{d_{req}} = R_{di} + R_{do}$$

8) Comparar los factores calculados y requeridos anteriores y de esta forma determinar si el intercambiador instalado puede utilizarse para la nueva capacidad de producción, para lo que debe cumplirse que $R_{d_{cal}} > R_{d_{req}}$. En caso de que el intercambiador pueda seguirse empleando, calcular el por ciento de área en exceso con que cuenta este.

$$\% \text{área exceso} = \frac{R_{d_{cal}} - R_{d_{req}}}{R_{d_{req}}} * 100$$

1.7.2 Rechequeo de enfriadores y condensadores

La metodología utilizada para el rechequeo de los enfriadores y condensadores es la misma que la explicada para los intercambiadores de calor.

1.7.3 Rechequeo de hornos

Para el rechequeo de los hornos se utiliza el Método de Lobo-Evans expuesto en (Kern, 2005c). Este consiste en el uso de una ecuación del tipo de Stefan - Boltzmann modificada y

de un balance de energía en el horno. Es un método muy utilizado en el diseño y evaluación de hornos químicos de refinerías y para calderas que queman petróleo o gas. Su metodología se detalla a continuación:

- 1) Determinar la superficie real del horno instalado a partir del número de tubos con que cuenta, sus longitudes y la superficie lineal ($a't$) que ocupa.

$$A_{real} = a't * Nt * L$$

- 2) Determinar la superficie equivalente del plano frío (A_{cp}) para comparar con la anterior y de esta forma determinar si el horno satisface el nuevo flujo a calentar manteniendo las mismas condiciones de trabajo. ($A_{real} > A_{cp}$).

➤ Para su determinación se necesita calcular:

- ✓ El calor transferido a la superficie fría a partir de conocer la eficiencia de trabajo del horno y el calor liberado por el combustible.

$$Q_f = VCN * M_{comb}$$
$$\eta = \frac{\sum Q}{Q_f} * 100$$

- ✓ El factor de efectividad (α) se determina a partir de la ubicación de los tubos en el horno y sus dimensiones con la ayuda de la figura 19.11 página 783, (Kern, 2005c).

$$\alpha = fc \left(\frac{Pt}{do} \right)$$

- ✓ El factor de intercambio total (F_{tot}) a partir de determinar la efusividad de la flama y de la relación de la superficie efectiva del refractario y la superficie fría efectiva, se determina en la figura 19.15 página 796, (Kern, 2005c).

$$F_{tot} = fc \left(\frac{Ar}{\alpha * A_{cp}} ; \varepsilon_{gas} \right)$$

- ✓ La relación $\frac{\sum Q}{\alpha * A_{cp} * F_{tot}}$ a partir de conocer la temperatura de los gases de combustión a la salida de la sección radiante y la temperatura de la superficie absorbente de calor. Para su determinación se puede emplear su ecuación correspondiente o se puede determinar en la figura 19.14 página 795, (Kern, 2005c).

Comparar estas áreas y si la real es mayor que la equivalente el horno puede usarse para las nuevas condiciones, de lo contrario es necesario buscar variantes de trabajo.

La leyenda de los términos referidos en las ecuaciones anteriores se encuentra en el **(Anexo 5)**.

1.8 Descripción del proceso tecnológico de refinación de crudo en la refinería “Sergio Soto Valdés”.

Tratamiento previo del crudo pesado

El crudo procedente de Matanzas viene con un alto contenido de sales (alrededor de 300 ppm), cuando la norma refleja que los inyectos a la planta deben estar por debajo de 50 ppm, este crudo al descargarse se le adiciona un 10% de agua, más demulsificante para romper la emulsión de agua y lograr que con esta que se marchen las sales; la solución se debe calentar por 15 minutos hasta tener 50°C, el crudo procedente de la base de supertanqueros de Matanzas después de tener el agua y el demulsificante Solquiza 8301 pasa por un tanque de lavado el cual tiene agua hasta un nivel, a una temperatura entre 50 y 60°C, el calentamiento del agua es en forma de vapor directo, el petróleo extraído de la tierra al salir de este tanque de lavado (tk-31) pasa por reboso para los tanques de almacenamiento (tk-24 y 32) en los cuales cumplen con tres días de reposo para que a continuación se le comience a realizar purgas de agua por espacios de tiempo prolongados hasta que por el conducto salga crudo.

Destilación atmosférica.

El petróleo crudo procedente de los tanques de almacenamiento es bombeado por la bomba P-105 A o B a través de los intercambiadores de calor E-203 A, B, C, D, E, F, G y H que corresponden a reflujo tope vacío, queroseno, diésel, corte lateral ligero (R3), reflujo intermedio o diésel, fondo de vacío, corte lateral pesado (R2) o Fuel y fondo de vacío (también puede ser extracción de plato 5). En estos intercambiadores el crudo se calienta por el calor cedido por las corrientes anteriores hasta una temperatura alrededor de 190°C.

El petróleo crudo se divide en dos ramas y entra al horno F-101 donde se eleva la temperatura hasta 320–340°C. El crudo parcialmente vaporizado entra en la zona de alimentación de la torre de destilación atmosférica (T-101). La parte vaporizada asciende y el líquido cae en la zona de despojamiento la que posee tres platos de copas en el fondo de la torre.

Los vapores despojados en el fondo más la parte vaporizada del crudo y el vapor de agua ascienden en la zona de rectificación, compuesta por 15 platos de copas y un plato de malla. Por los platos 7 y 9 se extrae el corte de diésel por cajas de extracción parcial. Este producto entra a la torre despojadora T-103 que posee 3 platos de copas donde se despoja de los productos más ligeros ajustando el punto de inflamación mediante la inyección de vapor de agua al fondo de esta torre. El corte despojado es bombeado por la bomba P-102 B a través del intercambiador de calor E-203 C y siempre que presente la acidez por encima del valor establecido (0,6) se envía al tratamiento con sosa cáustica y posteriormente es enviado al tanque de producción #43.

El queroseno se extrae de los platos 13, 14, 15 y 16, este producto entra a la torre despojadora T-102 que posee tres platos de copas donde se despoja de los productos más ligeros ajustando el punto de inflamación mediante la inyección de vapor de agua al fondo de esta torre. El corte despojado es bombeado por la bomba P- 102 A, a través del intercambiador de calor E-203 B y el enfriador E-105 B y posteriormente es enviado a los tanques de almacenamiento.

El solvente se extrae por los platos 16, 17 y 19 por cajas de extracción parcial, pasando a enfriarse en uno de los bancos de condensadores de tope y de ahí se envían por gravedad a sus respectivos tanques de almacenamiento.

Por el tope de la torre T-101 salen los gases, el vapor de agua, vapores de nafta y reflujos de tope pasando a los condensadores E-103 A y B, E-103 C y D donde se enfrían y condensan estos vapores, de aquí pasan al tambor separador de tope D-103. En este tambor ocurre la separación de los gases no condensables, nafta y agua. Parte de la nafta se retorna a la torre T-101 mediante la bomba P-101 A o B como reflujos al tope y el resto de la nafta se envía al enfriador E-105 A y al tanque (19) de tratamiento con sosa, pasando por reboso a su tanque de almacenamiento (64), siempre que su destino sea para la producción de gasolina, de lo contrario se enviaría para el tanque de producción (18) como reductor de viscosidad sin pasarla por dicho tratamiento. El agua es drenada a la zanja y los gases no condensables se envían junto a la nafta al tanque de producción.

El crudo reducido que sale del fondo de la T-101 es bombeado con la bomba P-109 A, B o C, gobernada por un control de nivel ubicado en el fondo, y se muestra el flujo por un indicador de flujo FI12, llegando al horno F-102 donde se calienta hasta 370-409°C, en dependencia de la operación, vaporizándose parcialmente. En la zona de radiación del horno se puede introducir vapor de agua recalentado con vistas a evitar la formación de coque en los tubos del mismo.

Destilación al vacío.

El producto pasa a la zona de alimentación de la torre T-201, entre los platos 3 y 4, que se encuentra a una presión por debajo de la presión atmosférica ocurriendo el flasheo del producto. La torre T-201 está diseñada con 27 platos distribuidos de la siguiente manera:

Fondo	3 platos (plato perforado)
Zona de lavado	5 platos (4 copas y 1 malla)
Zona rectificación	19 platos (17 válvulas y 2 colectores)

En esta separación inicial los vapores ascienden en la torre y el líquido cae al fondo. El fondo de la torre mantiene su nivel con un lazo en el autómatas (LIC-01), accionando la neumática existente en las bombas P-201 (A o B) y es bombeado a través de los intercambiadores E-203 H siempre que no se utilice para el plato 5 y E-203 F donde le ceden calor al crudo inyectado a la parte atmosférica; posteriormente pasa al enfriador E-204 A de donde una parte va al fondo de la torre T-201 como reflujo frío, con vistas a que la temperatura del fondo esté por debajo de 343°C, la otra parte se envía a asfalto o puede pasar por un mezclador donde se le adiciona queroseno, diésel o ambos para producir petróleo combustible, en dependencia de la operación.

El líquido que abandona el plato 5 es tomado por la bomba P-205 A o B quien lo bombea, gobernado por el control de nivel (LIC-05) situado en el plato, a través del intercambiador E-203 H, de donde una parte (de ser necesaria) es enviada a la succión de la bomba P-109, para ser reprocesado y el resto pasa al enfriador E-204 E y posteriormente a tanque de petróleo combustible. Existe la posibilidad de que el producto del plato 5 vaya directamente al enfriador sin necesidad de entrar al intercambiador, esto se logra sacando de línea el intercambiador por la parte de plato 5, dando la posibilidad de alinear el mismo para utilizarlo con el fondo de vacío.

La primera extracción de producto es por el plato 9 que pasa al despojador T-203 donde es despojado de las fracciones ligeras con vapor de agua. El flujo de producto de la T-201 al despojador es gobernado por un lazo de control de nivel (LIC-03). De ahí lo toma la bomba P-203 B o C en cuya descarga está montado el lazo de control de nivel del despojador (FIC-02) que gobierna la salida de producto. Entre la descarga de la bomba y el control de nivel existe una línea que se utiliza para mantener un reflujo al plato maya, operándose manualmente y el resto es bombeado al intercambiador E-203 G donde le cede calor al crudo, de ahí circula al enfriador E-204 C pasando al manifold de donde puede ser enviado a los diferentes tanques de cortes de aceites, gasóleo de vacío.

La siguiente salida es por el plato 13, es tomado por la bomba P-204 A y B bombeado al intercambiador E-203 E y devuelto a la torre en el plato 14. Existe la posibilidad de no utilizar el reflujo intermedio siempre que en la torre se trabaje con baja carga, dando la posibilidad de usar el intercambiador E-203E para el enfriamiento del diésel atmosférico.

La segunda extracción de producto es por el plato 20, que pasa al despojador T-202, donde es despojado de las fracciones ligeras con vapor de agua. El flujo de producto de la T-201 al despojador es gobernado por un lazo de control de nivel (LIC-03). De ahí lo toma la bomba P-203 A o B en cuya descarga está montado al lazo de control de nivel del despojador (FIC-01) que gobierna la salida de producto, y es bombeado al intercambiador E-203 D donde le cede calor al crudo, luego al enfriador E-204 E pasando al manifold donde puede ser enviado a los diferentes tanques de cortes de aceites, gasóleo de vacío o como PCP.

Existe la posibilidad de usar como reflujo intermedio la salida del despojador T-202, retornándolo al plato 14, gobernándolo por el sistema de control del reflujo intermedio (TIC-04).

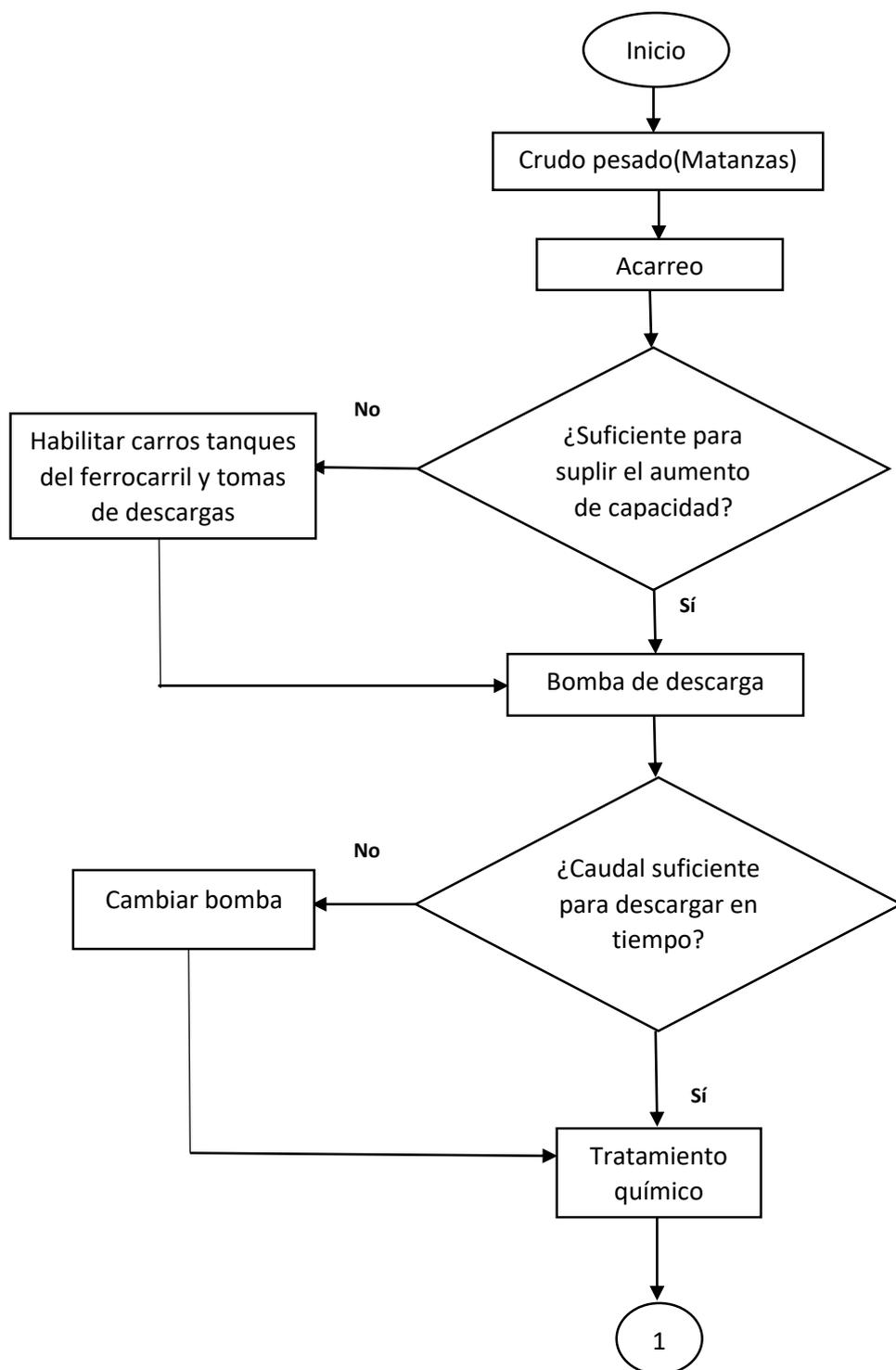
La próxima salida es el reflujo al tope, el cual es un reflujo de intervalo. Se toma por el plato 24 a través de la bomba P-202 (A o B) en cuya descarga tiene el control de cascada de temperatura (TIC-01) dejando pasar más o menos flujo por la línea del intercambiador E-203 A, enfriador E-204 B y tope (plato 27) y el producto que pasa por el control de nivel del plato 24 (LIC-02)(exceso) pasa a través del enfriador E-204 F hacia una línea del manifold pudiendo enviarse a los distintos tanques de corte de aceite así como al diésel y al crudo en caso que no cumpla especificaciones. Todos los productos son extraídos por cajas de extracciones parciales. Además, existen conexiones a la descarga de las bombas P-202 A y B que permiten reflujar producto al plato inferior al 24 y la otra posibilidad es reflujar el producto del plato 24 al fondo de la torre a través de la línea de reflujo frío. Los vapores no condensados, el aire y el vapor de agua suministrado durante el proceso, pasan a los condensadores de tope E-201 A, donde se condensan parcialmente. El líquido formado pasa al tambor D-201 donde se separan los hidrocarburos del agua, el agua va al drenaje y los hidrocarburos son tomados por la bomba P-205 B o C y enviados a la línea del exceso de reflujo, al diésel, al crudo o al tanque 37. Los vapores no condensados pasan al eyector primario donde son arrastrados por el vapor de agua mezclándose con él y pasan al segundo condensador E-202 A, donde se condensa parte de ellos, de aquí los residuos son arrastrados por el eyector secundario para el condensador E-202 B, los líquidos condensados en los condensadores E-202 A y B pasan igualmente al tambor D-201, quedando el aire y un residuo de vapor los cuales antes de ser expulsados a la atmósfera reciben un tratamiento previo para eliminar el sulfuro de hidrógeno presente en estos gases. El tratamiento consiste en pasar los gases de vacío a través del eyector 1 inferior o el eyector 2 superior, ambos de acción hidráulica, hasta el reactor TB 1 inferior o TB 2 superior, cada uno de ellos diseñado para contener sosa líquida con una concentración establecida en un rango de 20 a 30 %, ambos cuentan con conexión de agua y vapor, y ambos se cargan de la solución, pero solo se utiliza un sistema, cuando se agota la sosa en un reactor, se utiliza el otro, con su sistema correspondiente.

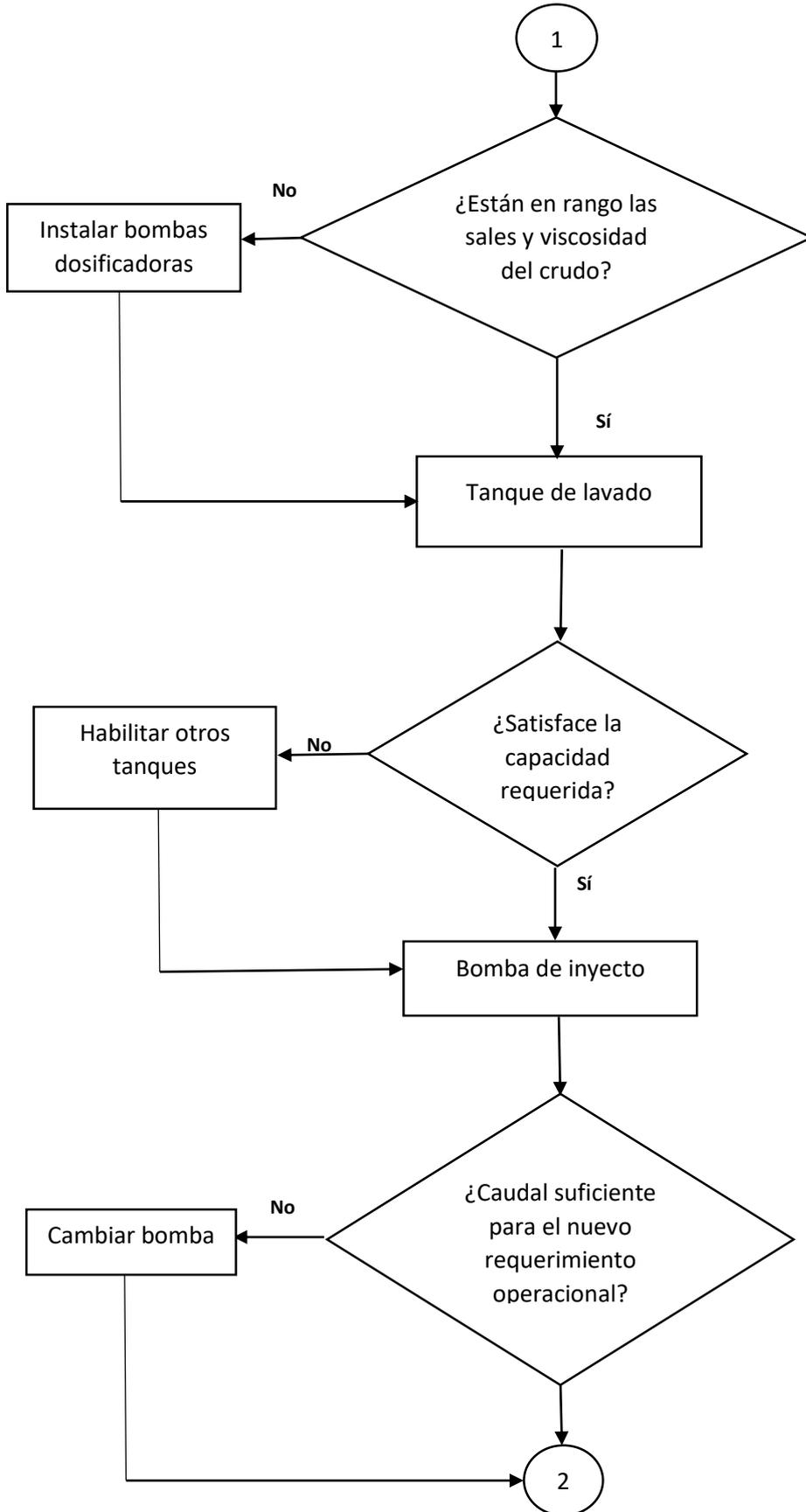
La sosa es bombeada por la bomba P-204 A o P-204 B hasta el reactor TB1 o TB2, una vez cargados los reactores se comienza a recircular la sosa para lograr el funcionamiento de los eyectores (el inferior o el superior), estos extraen los gases hasta el reactor. Aquí reacciona el sulfuro de hidrógeno y los demás gases se expulsan a la atmósfera a través de una chimenea que sale de los reactores. Al reaccionar el sulfuro de hidrógeno con la sosa cáustica se forma una solución de hidrosulfuro de sodio la cual posteriormente se bombea a través de la bomba P-204 A o P-204 B hasta el tanque de almacenamiento. Una vez terminado el tratamiento se procede a la limpieza del equipamiento y las tuberías a través del suministro

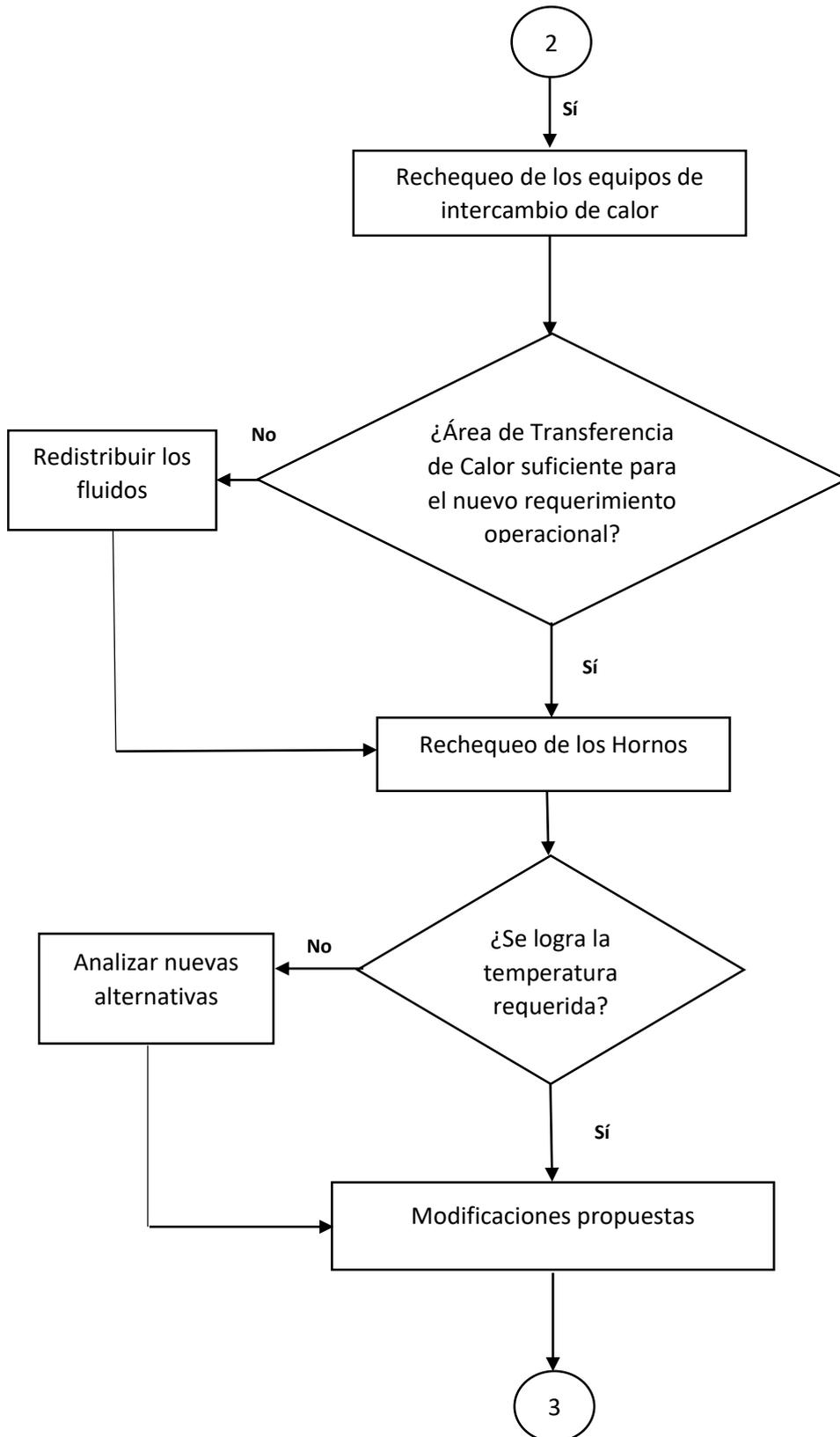
de agua y vapor, para eliminar las tupidiones.(Diagrama de flujo del proceso Anexo 2)(Diagrama de bloques del proceso Anexo 3) (**VALDÉS , VALDÉS**)

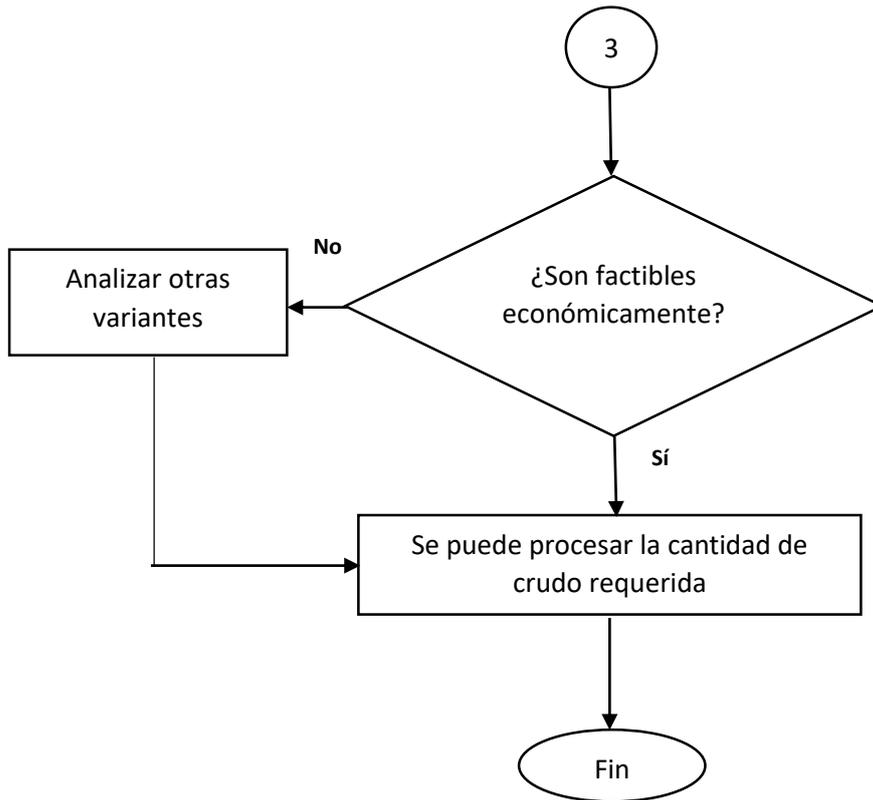
1.9 Diagrama heurístico

Modificaciones tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto"









Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

En la Refinería "Sergio Soto", la torre de destilación atmosférica presenta una capacidad actual de refinación de crudo de 400 t/d y la de destilación al vacío de 700t/d.

En el caso de la torre de destilación atmosférica es importante hacer notar que debido al extenso período de explotación a la que ha sido sometida la misma y al alto contenido de azufre de los crudos nacionales, el espesor de sus paredes ha ido disminuyendo hasta alcanzar un estado crítico que no garantiza la estabilidad de la operación.

Lo anterior unido a la necesidad de aumentar la capacidad de producción de la refinería ante una nueva demanda de líquido asfáltico, justifica la sustitución de la torre de destilación atmosférica aumentando la capacidad de refinación del crudo hasta 1000 t/d; capacidad predefinida a la empresa. (EIPP.)

Aprovechando el aumento de la capacidad de refinación con el montaje de la nueva torre se hace posible que se pueda aumentar la producción de asfalto, por tanto, se hará una evaluación del resto del equipamiento para conocer si éste puede tener un buen funcionamiento operacional para la nueva escala, de lo contrario se valorarán otras opciones y se propondrán las modificaciones tecnológicas necesarias.

La Refinería "Sergio Soto" se propone procesar 1 000 t/d de crudo pesado (Matanzas), con esto en 200 días se cumpliría con la demanda de líquido asfáltico del país en el año, la cual asciende hasta 208 578 t/a, de estas se necesitan 96 728 t/a de asfalto para vías de interés nacional y provincial (AC-30), que es el que produce esta refinería, 51 850 t/a para vías de interés municipal y 60 000 t/a de asfalto modificado para aeropuertos y carreteras con mucho tráfico y cargas, que se obtienen en las restantes refinerías del país, pudiendo entonces procesar crudo Pina 30 días y el resto de los días del año, se prevén para paradas imprevistas y reparaciones.

2.1 Balances de masa y energía en el proceso de refinación de crudo.

Para determinar los valores de las variables que se manejarán en el proceso es necesario realizar los balances de materiales y energía según corresponda. En la realización de estos balances se deben tener en cuenta los criterios para el uso de los balances tanto parciales como totales tomando en consideración los principios básicos de la Ingeniería Química.

Estos cálculos se realizaron con la ayuda del programa *Microsoft Excel* y se tomó como base una hora.

Los valores del calor específico de los destilados, del crudo y del agua de enfriamiento se determinaron a partir de la temperatura y de los grados API de estos compuestos en las figuras 2, 4 y 5 páginas 909, 911 y 912 (Kern, 2005c).

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

2.1.1 Balance de masa en la torre de destilación atmosférica (T-101)

En este equipo ocurre la separación del crudo en sus diferentes fracciones a partir de sus temperaturas de ebullición y con la ayuda del vapor añadido por la parte inferior de la columna. Para la realización de estos cálculos se tomó como referencia la curva TBP más reciente del crudo Matanzas (Ver anexo 4)

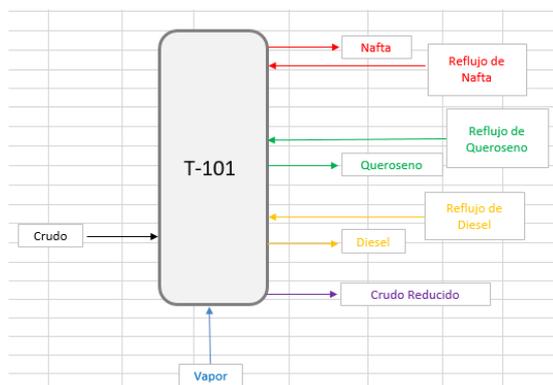


Figura 2.1 Torre de destilación atmosférica

Tabla 2.1: Balance de masa en la torre de destilación atmosférica.

Datos	Ecuaciones	Resultados
$M_c = 41\ 666,67\ \text{kg/h}$ <u>Por cientos de salida de los destilados:</u> Nafta = 4,17% Queroseno = 8,70% Diésel = 24,08% Crudo reducido = 62,45% Pérdidas = 0,6% <u>Por ciento de recirculación a la torre:</u> Nafta = 0,50% Queroseno = 0,95% Diésel = 3,50%	$M_{\text{Nafta}} = \frac{M_C * \%n}{100}$ $M_{\text{Quero}} = \frac{M_C * \%q}{100}$ $M_{\text{Diésel}} = \frac{M_C * \%d}{100}$ $M_{\text{Fuel}} = \frac{M_C * \%f}{100}$ $M_{\text{Pérd}} = \frac{M_C * \%p}{100}$ $R_N = \frac{M_N * \%R_N}{100}$ $R_Q = \frac{M_Q * \%R_Q}{100}$ $R_D = \frac{M_D * \%R_D}{100}$	$M_N = 1737,50\ \text{kg/h}$ $M_Q = 3625,00\ \text{kg/h}$ $M_D = 101033,84\ \text{kg/h}$ $M_{cr} = 26020,84\ \text{kg/h}$ $M_P = 250,00\ \text{kg/h}$ $R_N = 8,69\ \text{kg/h}$ $R_Q = 34,44\ \text{kg/h}$ $R_D = 351,17\ \text{kg/h}$

Leyenda:

Mc: masa de crudo

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

Mn: masa de nafta Rn: reflujo de nafta
Mq: masa de queroseno Rq: reflujo de queroseno
Md: masa de diésel Rd: reflujo de diésel
Mf: masa de fuel oil Mp: masa de pérdidas

2.1.2 Balances de masa en los despojadores de destilación atmosférica.

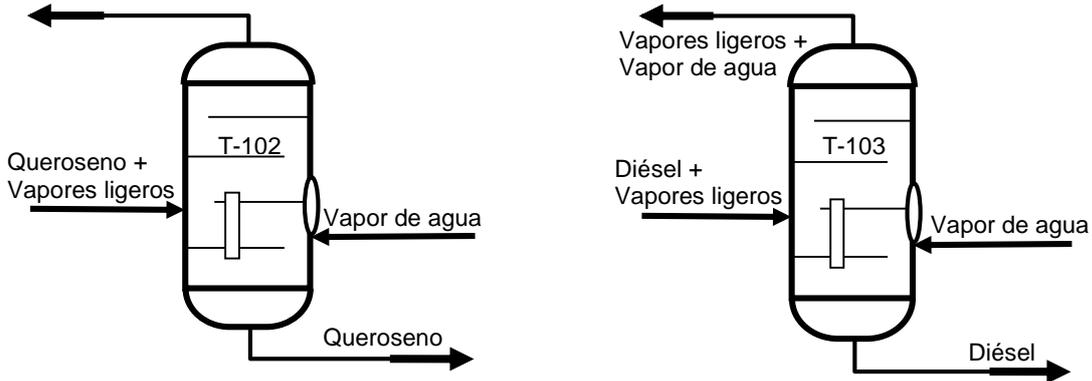


Figura 2.2: Despojadores de la etapa de destilación atmosférica.

Luego del crudo separarse en sus diferentes fracciones en la torre de destilación atmosférica, algunos cortes como el diésel y el queroseno pasan a los despojadores (T-102 y T-103) donde con el empleo de vapor se separan estos destilados de los compuestos más ligeros, obteniéndose más puros, cuyos resultados se muestran a continuación en la siguiente tabla:

Tabla 2.2: Balance de masa en los despojadores de la etapa de destilación atmosférica.

Equipo	Datos	Ecuaciones	Resultados
T-102	$M_{q_{ent}} = 3625 \text{ kg/h}$ $R_q = 34,44 \text{ kg/h}$	$M_{q_{ent}} + V = R_q + M_{q_{sal}}$ $M_{q_{sal}} = M_{q_{ent}} + V - R_q$ $V_{ap} = 0,05(\text{kg vapor/kg } q)$ $* Q_{entr}(\text{kg } q/\text{h})$	$V = 181,25 \text{ kg/h}$ $M_{q_{sal}} = 3771,81 \text{ kg}$
T-103	$M_{d_{ent}} = 10033,33 \text{ kg/h}$ $R_d = 351,17 \text{ kg/h}$	$M_{d_{ent}} + V = R_d + M_{d_{sal}}$ $M_{d_{sal}} = M_{d_{ent}} + V - R_d$ $V_{apor} = 0,05(\text{kg vapor/kg } d)$ $* Q_{entr}(\text{kg } d/\text{h})$	$V = 501,67 \text{ kg/h}$ $M_{d_{sal}} = 310183,83 \text{ kg/h}$

Legenda:

M: masa q: queroseno V: vapor
R: reflujo de la torre d: diésel

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

2.1.3 Balances de energía en el banco de intercambio de calor.

El banco de intercambio de calor consta de 8 intercambiadores de calor que se encargan de aumentar la temperatura del crudo con el apoyo de los diferentes destilados de las torres de destilación atmosférica y vacío. En la figura 2.3 se muestra una representación del banco de intercambiadores de calor donde el fluido frío lo constituye el crudo el cual aumenta su temperatura progresivamente. En los balances de energía de los intercambiadores de calor fue preciso determinar el calor específico de cada componente para ello se utilizó el (Kern 2005) donde se hace coincidir los °API con las temperaturas de cada una de las sustancias que intercambian calor.

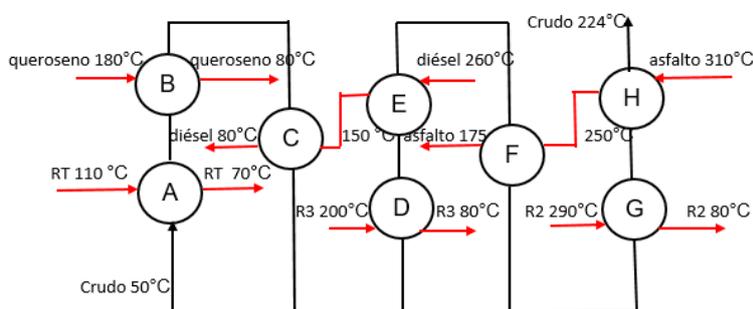


Figura 2.3: Banco de intercambiadores de calor de la planta.

Tabla 2.3 Datos de los fluidos

Corriente	°API
Crudo (fase líquido)	15,1
Nafta	60
Quero	38
Diésel	32
Crudo reducido	13,2
D3	30
R3	25
R2	13
R1(asfalto)	9
RT	32
Fuel oil	10

Tabla 2.4: Balance de energía en los intercambiadores de calor.

Equipo	Datos	Ecuaciones	Resultados
	Crudo: $m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $C_{pc} = 1797,4 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$	

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

E - 203 A	T1 = 50°C Reflujo al tope (RT): $M_{RT} = 1301,04 \text{ kg/h}$ $Cp_{RT} = 2257,2 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ t1 = 110 °C t2 = 70 °C	$M_{RT} * Cp_{RT} * \Delta t = m_c * Cp_c * \Delta T$ $T_2 = \frac{M_{RT} * Cp_{RT} * \Delta t}{m_c * Cp_c} + T_1$	T2 = 51 °C
E - 203 B	Crudo: $m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $Cp_c = 1797,4 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ T2 = 52 °C Queroseno: $M_q = 3771,81 \text{ kg/h}$ $Cp_q = 2675,2 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ t1 = 180 °C t2 = 80 °C	$Q_c = Q_g$ $M_q * Cp_q * \Delta t = m_c * Cp_c * \Delta T$ $T_3 = \frac{M_q * Cp_q * \Delta t}{m_c * Cp_c} + T_2$	T3 = 65°C
E -203 C	Crudo: $m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $Cp_c = 1881 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ T3 = 65 °C Diésel: $M_d = 10183,83 \text{ kg/h}$ $Cp_d = 2424,4 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ t1 = 150 °C t2 = 80 °C	$Q_c = Q_g$ $M_d * Cp_d * \Delta t = m_c * Cp_c * \Delta T$ $T_4 = \frac{M_d * Cp_d * \Delta t}{m_c * Cp_c} + T_3$	T4 = 87 °C
E -203 D	Crudo: $m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $Cp_c = 2006,4 \text{ J/K}^\circ\text{C}$ T4 = 87 °C R3: $M_{R3} = 1540,43 \text{ kg/h}$ $Cp_{R3} = 2549,8 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ t1 = 200 °C t2 = 80 °C	$Q_c = Q_g$ $M_{R3} * Cp_{R3} * \Delta t = m_c * Cp_c * \Delta T$ $T_5 = \frac{M_{R3} * Cp_{R3} * \Delta t}{m_c * Cp_c} + T_4$	T5 = 93 °C
E - 203 E	Crudo: $m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $Cp_c = 2048,2 \text{ J/K}^\circ\text{C}$ T5 = 93 °C Diésel: $M_d = 10183,83 \text{ kg/h}$ $Cp_d = 2884,2 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ t1 = 260 °C t2 = 150 °C	$Q_c = Q_g$ $M_d * Cp_d * \Delta t = m_c * Cp_c * \Delta T$ $T_6 = \frac{M_d * Cp_d * \Delta t}{m_c * Cp_c} + T_5$	T6 = 131°C
E - 203 F	Crudo: $m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $Cp_c = 2173,6 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ T6 = 131 °C Asfalto: $M_{asf} = 20832,28 \text{ kg/h}$ $Cp_{asf} = 2591,6 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ t1 = 250 °C t2 = 175°C	$Q_c = Q_g$ $M_{asf} * Cp_{asf} * \Delta t = m_c * Cp_c * \Delta T$ $T_7 = \frac{M_{asf} * Cp_{asf} * \Delta t}{m_c * Cp_c} + T_6$	T7 = 175°C

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

E -203 G	<p>Crudo: $m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $C_{p_c} = 2382,6 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T_7 = 175 \text{ }^\circ\text{C}$</p> <p>R2: $M_{R2} = 2529,07 \text{ kg/h}$ $C_{p_{R2}} = 2717 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t_1 = 290 \text{ }^\circ\text{C}$ $t_2 = 80 \text{ }^\circ\text{C}$</p>	$Q_c = Q_g$ $M_{R2} * C_{p_{R2}} * \Delta t = m_c * C_{p_c} * \Delta T$ $T_8 = \frac{M_{R2} * C_{p_{R2}} * \Delta t}{m_c * C_{p_c}} + T_7$	$T_8 = 190^\circ\text{C}$
E -203 H	<p>Crudo: $m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $C_{p_c} = 2424,4 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T_8 = 190 \text{ }^\circ\text{C}$</p> <p>Asfalto: $M_{asf} = 20832,28 \text{ kg/h}$ $C_{p_{asf}} = 2800 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t_1 = 310 \text{ }^\circ\text{C}$ $t_2 = 250 \text{ }^\circ\text{C}$</p>	$Q_c = Q_g$ $M_{asf} * C_{p_{asf}} * \Delta t = m_c * C_{p_c} * \Delta T$ $T_9 = \frac{M_{asf} * C_{p_{asf}} * \Delta t}{m_c * C_{p_c}} + T_8$	$T_9 = 224 \text{ }^\circ\text{C}$

Leyenda:

M: masa

Cp: capacidad calorífica

t1: temperatura de entrada del fluido caliente

t2: temperatura de salida del fluido caliente

T (1-9): temperatura de entrada o salida dependiendo del intercambiador

2.1.4 Balances de masa y energía en los condensadores de nafta.

Los vapores de nafta y de otros compuestos ligeros salen por el tope de la torre de destilación atmosférica y pasan a los condensadores (E-103 A y B o C y D), en estos ocurre la condensación parcial de los compuestos a partir de utilizar agua a temperatura ambiente.

Tabla 2.5: Balance de Energía en los Condensadores de Nafta.

Equipo	Datos	Ecuaciones	Resultados
E - 103 A	<p>Agua: $C_{p_a} = 4190 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ $t_2 = 35 \text{ }^\circ\text{C}$</p> <p>Vapores de nafta: $M_n = 1737,50 \text{ kg/h}$ $C_{p_n} = 1797,4 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T_1 = 100 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 80 \text{ }^\circ\text{C}$</p>	$Q_c = Q_g$ $M_n * C_{p_n} * \Delta T = m_a * C_{p_a} * \Delta t$ $m_a = \frac{M_n * C_{p_n} * \Delta T}{C_{p_a} * \Delta t}$	m_a $= 1490,7 \text{ kg/h}$

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

E – 103 B	Agua: $C_{pa} = 4\,190 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t_1 = 35 \text{ }^\circ\text{C}$ $t_2 = 45 \text{ }^\circ\text{C}$ Vapores de nafta: $M_n = 1737,50 \text{ kg/h}$ $C_{pn} = 1\,772,32 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T_1 = 80 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 60 \text{ }^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_n * C_{pn} * \Delta T = m_a * C_{pa} * \Delta t$ $m_a = \frac{M_n * C_{pn} * \Delta T}{C_{pa} * \Delta t}$	m_a $= 1490,7 \text{ kg/h}$
-----------	---	---	----------------------------------

Leyenda:

ma: masa de agua de enfriamiento

2.1.5 Balances de energía en los enfriadores de destilación atmosférica.

Los destilados que salen del banco de intercambio de calor disminuyen su temperatura, pero no lo suficiente para su almacenamiento, por lo que es necesario seguir enfriándolos, entonces pasan a los enfriadores (E-104, 105, 106). Para este proceso se utiliza también agua como medio de enfriamiento.

Tabla 2.6: Balance de energía en los enfriadores de destilación atmosférica.

Equipo	Datos	Ecuaciones	Resultados
E – 106	Agua: $C_{pa} = 4\,190 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ }^\circ\text{C}$ Nafta: $M_n = 1728,81 \text{ kg/h}$ $C_{pn} = 2\,299 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T_1 = 60 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 50 \text{ }^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_n * C_{pn} * \Delta T = m_a * C_{pa} * \Delta t$ $m_a = \frac{M_n * C_{pn} * \Delta T}{C_{pa} * \Delta t}$	$m_a = 379,4 \text{ kg/h}$
E – 104	Agua: $C_{pa} = 4\,190 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ }^\circ\text{C}$ Queroseno: $M_q = 3771,81 \text{ kg/h}$ $C_{pq} = 2\,131,8 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_q * C_{pq} * \Delta T = m_a * C_{pa} * \Delta t$ $m_a = \frac{M_q * C_{pq} * \Delta T}{C_{pa} * \Delta t}$	m_a $= 2302,8 \text{ kg/h}$

*Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".*

	T1 = 80°C T2 = 50°C		
E - 105	Agua: $Cp_a = 4\ 190\ \text{J/kg}^\circ\text{C}$ $t_1 = 25\ ^\circ\text{C}$ $t_2 = 50\ ^\circ\text{C}$ Diésel: $M_d = 10183,83\ \text{kg/h}$ $Cp_d = 2\ 090\ \text{J/kg}^\circ\text{C}$ $T_1 = 80\ ^\circ\text{C}$ $T_2 = 50\ ^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_d * Cp_d * \Delta T = m_a * Cp_a * \Delta t$ $m_a = \frac{M_d * Cp_d * \Delta T}{Cp_a * \Delta t}$	m_a $= 6095,7\ \text{kg/h}$

2.1.6 Balance de masa en la torre de destilación al vacío.

En este equipo ocurre la separación del crudo reducido proveniente de la torre de destilación atmosférica en sus diferentes fracciones a partir de sus temperaturas de ebullición y con la ayuda del vapor añadido por la parte inferior de la columna. Para la realización de estos cálculos se tomó como referencia la curva TBP más reciente del crudo Matanzas (**Ver anexo 4**)

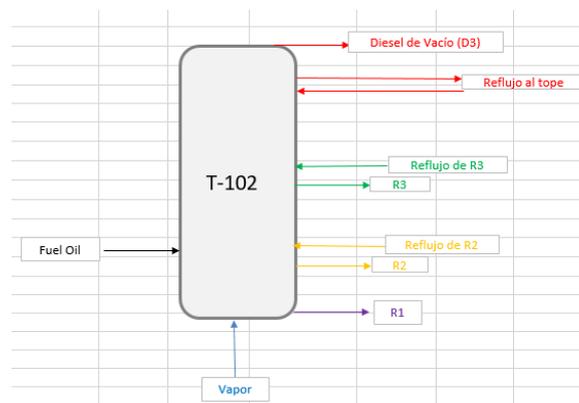


Figura 2.4: Torre de destilación al vacío.

Tabla 2.7: Balance de Masa en la Torre de Destilación al Vacío.

Datos	Ecuaciones	Resultados
$M_{cr} = 26020,84\ \text{kg/h}$ <u>Por cientos de salida de los destilados:</u> $RT = 5\%$	$M_{RT} = \frac{m_c * \%RT}{100}$ $M_{D3} = \frac{m_c * \%D3}{100}$	$M_{RT} = 1301,04\ \text{kg/h}$ $M_{D3} = 1040,83\ \text{kg/h}$ $M_{R3} = 1540,43\ \text{kg/h}$

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

D3= 4 % R3=5,92 % R2=10,02% R1=80,06% <u>Por cientos de recirculación a la torre:</u> RT= 2% R3=1% R2=4%	$M_{R3} = \frac{m_c * \%R3}{100}$ $M_{R2} = \frac{m_c * \%R2}{100}$ $M_{R1} = \frac{m_c * \%R1}{100}$ $R_{RT} = \frac{M_{RT} * \%R_{RT}}{100}$ $R_{R3} = \frac{M_{R3} * \%R_{R3}}{100}$ $R_{R2} = \frac{M_{R2} * \%R_{R2}}{100}$	$M_{R2} = 2607,28 \text{ kg/h}$ $M_{R1} = 20832,28 \text{ kg/h}$ $R_{RT} = 26,02 \text{ kg/h}$ $R_{R3} = 15,40 \text{ kg/h}$ $R_{R2} = 104,29 \text{ kg}$
---	--	---

Leyenda:

Mcr: masa de crudo reducido

RT: Reflujo de tope

D3: Diésel al Vacío

R3: Fuel

R2: Fuel

R1: Asfalto

2.1.7 Balances de masa en los despojadores de destilación al vacío.

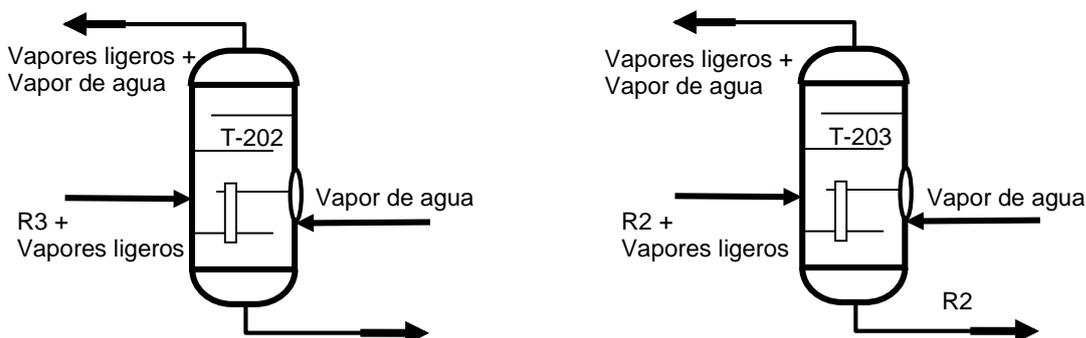


Figura 2.5: Despojadores de la etapa de destilación atmosférica.

Tabla 2.8: Balance de masa en los despojadores de la etapa de destilación al vacío.

Equipo	Datos	Ecuaciones	Resultados
T-202	$MR3e = 1540,43 \text{ kg/h}$ Reflujo = 15,40 kg/h	$Q_e + vapor = reflujo + Q_{sal}$ $Vapor = 0,01(kgvapor/kgR3) * Q_{ent}(kgR3/h)$ $Q_s = Q_e + vapor - reflujo$	$Q_{sal} = 1540,43 \text{ kg/h}$ $Vapor = 15,40 \text{ kg/h}$
T-203	$MR2e = 2607,29 \text{ kg/h}$ Reflujo = 104,29 kg/h	$Q_e + vapor = reflujo + Q_{sal}$ $Vapor = 0,01(kgvapor/kgR2) * Q_{ent}(kgR2/h)$ $Q_s = Q_e + vapor - reflujo$	$Q_{sal} = 2529,07 \text{ kg/h}$ $Vapor = 23,50 \text{ kg/h}$

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

2.1.8 Balance de energía en los condensadores de vacío.

Los vapores de diésel de vacío y otros compuestos ligeros salen por el tope de la torre de destilación al vacío y pasan al condensador (E-201A), en este ocurre la condensación parcial del compuesto a partir de utilizar agua a temperatura ambiente.

Tabla 2.9: Balance de energía en el condensador de D3.

Equipo	Datos	Ecuaciones	Resultados
E – 201 A	Agua: $C_{pa} = 4\,190 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ }^\circ\text{C}$ Vapores de D3: $M_{D3} = 1040,83 \text{ kg/h}$ $C_{pD3} = 1\,755,6 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T_1 = 100 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 40 \text{ }^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{D3} * C_{pD3} * \Delta T = m_a * C_{pa} * \Delta t$ $m_a = \frac{M_{D3} * C_{pD3} * \Delta T}{C_{pa} * \Delta t}$	m_a $= 1308,3 \text{ kg/h}$

2.1.9 Balance de energía en los enfriadores de vacío.

Los destilados que salen del banco de intercambio de calor disminuyen su temperatura, pero no lo suficiente para su almacenamiento, por lo que es necesario seguir enfriándolos, entonces pasan a los enfriadores (E-204 A, B, C, D). Para este proceso se utiliza también agua como medio de enfriamiento

Tabla 2.10: Balance de Energía en los Enfriadores de la etapa de Destilación al Vacío.

Equipo	Datos	Ecuaciones	Resultados
E – 204 C	Agua: $C_{pa} = 4\,190 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ }^\circ\text{C}$ Asfalto $M_{asf} = 20832,28 \text{ kg/h}$ $C_{pasf} = 2299 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T_1 = 175 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 120 \text{ }^\circ\text{C}$	$Q_g = Q_c$ $M_a * C_{pa} * \Delta t$ $= M_{asf} * C_{pasf} * \Delta T$ $M_a = \frac{M_{asf} * C_{pasf} * \Delta T}{C_{pa} * \Delta t}$	m_a $= 25146,9 \text{ kg/h}$

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

E – 204 A	Agua $C_{pa} = 4190 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t_1 = 25^\circ\text{C}$ $t_2 = 50^\circ\text{C}$ RT $MRT = 1301,04 \text{ kg/h}$ $C_{pRT} = 2173,6 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T_1 = 70^\circ\text{C}$ $T_2 = 60^\circ\text{C}$	$Q_g = Q_c$ $Ma * C_{pa} * \Delta t = MRT * C_{pRT} * \Delta T$ $Ma = \frac{MRT * C_{pRT} * \Delta T}{C_{pa} * \Delta t}$	$Ma = 270 \text{ kg/h}$
E – 204 D	Agua: $C_{pa} = 4190 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t_1 = 25^\circ\text{C}$ $t_2 = 50^\circ\text{C}$ R2 $MR_2 = 2529,07 \text{ kg/h}$ $C_{pR2} = 1964,6 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T_1 = 80^\circ\text{C}$ $T_2 = 60^\circ\text{C}$	$Q_g = Q_c$ $Ma * C_{pa} * \Delta t = MR_2 * C_{pR2} * \Delta T$ $Ma = \frac{MR_2 * C_{pR2} * \Delta T}{C_{pa} * \Delta t}$	$m_a = 948,7 \text{ kg/h}$
E – 204 B	Agua: $C_{pa} = 4190 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t_1 = 25^\circ\text{C}$ $t_2 = 50^\circ\text{C}$ R3 $MR_3 = 1540,43 \text{ kg}$ $C_{pR3} = 2173,6 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T_1 = 80^\circ\text{C}$ $T_2 = 60^\circ\text{C}$	$Q_g = Q_c$ $Ma * C_{pa} * \Delta t = MR_3 * C_{pR3} * \Delta T$ $Ma = \frac{MR_3 * C_{pR3} * \Delta T}{C_{pa} * \Delta t}$	$m_a = 639,3 \text{ kg/h}$

2.2 Rechequeo del equipamiento de la planta de destilación atmosférica y al vacío.

2.2.1 Rechequeo de los intercambiadores de calor

El crudo pesado (Matanzas) proveniente de los tanques de almacenamiento, primeramente, se comienza a calentar pasando por una red de intercambiadores de calor de tubo y concha, donde por dentro de los tubos se encuentra el crudo y por fuera de estos (coraza) van los destilados respectivos de cada intercambiador, provenientes de las torres de destilación atmosférica y al vacío.

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

El rechequeo de estos equipos se realizó utilizando las metodologías del (J.G.Speight 2006), la cual fue descrita en el epígrafe 1.7.1 del capítulo 1 y con la ayuda del Microsoft Excel. La leyenda de las nomenclaturas de todos los datos que se encuentran en tablas se pueden consultar en el (Anexo 5)

Tabla 2.11: Intercambiador E-203A (crudo y reflujo al tope de vacío)

DATOS							
Tubos		Coraza		Crudo		Reflujo Tope de Vacío	
DI (m)	0,0225	DI (m)	0,79	mc (kg/h)	41 666,67	M _{RT} (kg/h)	1301,04
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	C _{pc} (J/kg°C)	1797,4	C _{pRT} (J/kg °C)	2257,2
BWG	17	L (m)	5,75	ρ _c (kg/m ³)	950	ρ _{RT} (kg/m ³)	887,2
Nt	407	Deflectores	12	μ _c (kg/m*s)	0,0044	μ _{RT} (kg/m*s)	0,0039
L (m)	6			t ₁ (°C)	50	T ₁ (°C)	110
n	2			t ₂ (°C)	52	T ₂ (°C)	70
Pt (m)	0,032			k _c (W/m °C)	0,115	k _{RT} (W/m °C)	0,126
Atc (m ²)	192						
Arreglo	Triangular						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{RT} * C_{pRT} * (T_1 - T_2) = m_c * C_{pc} * (t_2 - t_1)$ $\Delta t_1 = T_1 - t_2$ $\Delta t_2 = T_2 - t_1$ $MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$ $R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	$Q = 32630,12 W$ $\Delta t_1 = 58,43 °C$ $\Delta t_2 = 20 °C$ $MLDT = 35,84$ $S = 0,026$ $R = 25,5$ $Ft = 1$ $\Delta t = 35,84 °C$
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $v = \frac{\rho_c * a_t}{v * \rho * DI}$ $Re = \frac{\mu}{C_{pc} * \mu_c}$ $Pr = \frac{C_{pc} * \mu_c}{k_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$a't = 0,613 \text{ plg}^2 \text{ (Tabla 10 p. 948, Kern)}$ $a_t = 0,08 \text{ m}^2$ $v = 0,15 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Re = 733,9$ $Pr = 68$ $\left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} = 1 \text{ (porque el crudo se calienta)}$ $\epsilon = 1 \text{ (porque } L/DI > 50)$ $Nu = 25,31$
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$	$hi = 130,67 \text{ W/m}^2 \text{ °C}$ $hio = 117,36 \text{ W/m}^2 \text{ °C}$

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

$h_{io} = h_i * \frac{DI}{DE}$	
$B = \frac{L}{\text{No. Deflectores}}$ $C' = Pt - DE$ $a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{RT} = \frac{M_{RT}}{a_s}$ $Re = \frac{De * G_{RT}}{\mu_{RT}}$ $Pr = \frac{Cp_{RT} * \mu_{RT}}{K_{RT}}$	$B = 0,48 \text{ m}$ $C' = 0,007 \text{ m}$ $a_s = 0,083 \text{ m}^2$ $G_{RT} = 4,36 \frac{\text{kg}}{\text{s m}^2}$ $Re = 20,46$ $jH = 2,5$ $De = 0,18 \text{ m}$ $Pr = 69,70$
$h_o = \frac{jH * k_{RT}}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	$\left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14} = 1$ (porque es un líquido enfriándose) $h_o = 66,07 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	$U_c = 42,27 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $U_D = 4,74 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,187 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$ $Rd_{req} = 0,00158 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$ (T. 12 p.945) $Rd_{cal} > Rd_{req}$ (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 117%

Tabla 2.12: Intercambiador E-203B (crudo y queroseno)

DATOS							
Tubos		Coraza		Crudo		Queroseno	
DI (m)	0,0225	DI (m)	0,79	mc (kg/h)	41 666,67	Mq (kg/h)	3771,81
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	Cpc (J/kg °C)	1797,4	Cpq (J/kg °C)	2 675,2
BWG	17	L (m)	5,75	pc (kg/m³)	950	pq (kg/m³)	800
Nt	407	Deflectores	12	μc (kg/m*s)	0,0043	μq (kg/m*s)	0,00117
L (m)	6			t1 (°C)	52	T1 (°C)	180
n	2			t2 (°C)	65	T2 (°C)	80
Pt (m)	0,032			kc (W/m °C)	0,115	kq (W/m °C)	0,128
Atc (m²)	192						
Arreglo	Triangular						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_q * Cp_q * (T_1 - T_2) = m_c * Cp_c * (t_2 - t_1)$	$Q = 280287,6 \text{ W}$

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	$MLDT = 61,93$ $Ft = 0,99$ $\Delta t = 61,31^\circ\text{C}$
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_c * \mu_c}{k_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$a't = 0,613 \text{ (Tabla 10 p. 948, Kern)}$ $a_t = 0,08 \frac{m^2}{s}$ $v = 0,15 \frac{m}{s}$ $Re = 750$ $Pr = 66,67$ $Nu = 25,52$
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	$hi = 131,78 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$ $hio = 118,36 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_q = \frac{M_q}{a_s}$ $Re = \frac{De * G_q}{\mu_q}$ $Pr = \frac{Cp_q * \mu_q}{K_q}$	$a_s = 0,083 \frac{m^2}{s}$ $G_q = 12,65 \frac{kg}{s \cdot m^2}$ $Re = 197$
$ho = \frac{jH * k_q}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	$ho = 132,26 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	$U_c = 62,46 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$ $U_D = 23,83 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,025 \frac{m^2 \text{ }^\circ\text{C}}{W}$ $Rd_{req} = 0,00042 \frac{m^2 \text{ }^\circ\text{C}}{W} \text{ (T. 12 p.945)}$ $Rd_{cal} > Rd_{req} \text{ (Puede utilizarse)}$
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	$\text{Área exceso} = 60,41\%$

• **Tabla 2.13: Intercambiador E-203C (crudo y diésel)**

DATOS							
Tubos		Coraza		Crudo		Diésel	
DI (m)	0,0229	DI (m)	0,912	mc (kg/h)	41 666,67	Md (kg/h)	10183,83
DE (m)	0,0254	DE (m)	0,924	Cpc (J/kg °C)	1881	Cpd (J/kg °C)	2424,4
BWG	18	L (m)	4,63	pc (kg/m ³)	950	pd (kg/m ³)	890
Nt	396	Deflectores	12	μc (kg/m*s)	0,00401	μd (kg/m*s)	0,00179
L (m)	4,9			t1 (°C)	65	T1 (°C)	150
n	8			t2 (°C)	87	T2 (°C)	80

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

Pt (m)	0,026			kd (W/m °C)	0,114	kd (W/m °C)	0,124
Atc (m ²)	155						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_d * Cp_d * (T_1 - T_2) = m_c * Cp_c * (t_2 - t_1)$	Q = 480077,25 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 33,38 Ft = 0,96 $\Delta t = 32,04 \text{ °C}$
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_c * \mu_c}{K_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	a't = 0,639 (Tabla 10 p. 948, Kern) $a_t = 0,02 \frac{m^2}{s}$ $v = 0,59 \frac{m}{s}$ Re = 3 240 Pr = 66,06 Nu = 81,90
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	hi = 408,17 W/m ² °C hio = 368,17 W/m ² °C
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_d = \frac{M_d}{a_s}$ $Re = \frac{De * G_d}{\mu_d}$ $Pr = \frac{Cp_d * \mu_d}{k_d}$	$a_s = 0,0081 \frac{m^2}{s}$ $G_d = 348,36 \frac{kg}{s m^2}$ Re = 4 893,8 jH = 35 De = 0,025 m } (fig. 28 p.943, Kern) Pr = 34,84
$ho = \frac{jH * k_d}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 526,60 W/m ² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	Uc = 216,68 W/m ² °C UD = 96,77 W/m ² °C
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0057 \frac{m^2 \text{ °C}}{W}$ $Rd_{req} = 0,00035 \frac{m^2 \text{ °C}}{W}$ (T. 12 p.945) $Rd_{cal} > Rd_{req}$ (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 15,23%

Tabla 2.14: Intercambiador E-203D (crudo y R3)

DATOS			
Tubos	Coraza	Crudo	R3

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

DI (m)	0,0225	DI (m)	0,79	mc (kg/h)	41666,67	M _{R3} (kg/h)	1540,43
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	C _{pc} (J/kg °C)	2006,4	C _{pR3} (J/kg °C)	2549,8
BWG	17	L (m)	5,75	ρ _c (kg/m ³)	950	ρ _{R3} (kg/m ³)	909
Nt	407	Deflectores	12	μ _c (kg/m*s)	0,00395	μ _{R3} (kg/m*s)	0,0037
L (m)	6			t ₁ (°C)	87	T ₁ (°C)	200
n	2			t ₂ (°C)	93	T ₂ (°C)	80
Pt (m)	0,032			k _c (W/m °C)	0,117	k _{R3} (W/m °C)	0,115
Atc (m ²)	192						
Arreglo	Triangular						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{R3} * Cp_{R3} * (T_1 - T_2) = m_c * Cp_c * (t_2 - t_1)$	Q = 130926,574 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 36,88 Ft = 1 Δt = 36,88 °C
$a_t = \frac{Nt * a' t}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_c * \mu_c}{k_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	a't = 0,613 (Tabla 10 p. 948, Kern) a _t = 0,08 m ² v = 0,16 $\frac{m}{s}$ Re = 817,52 Pr = 67,36 Nu = 27,44
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	hi = 143,78 W/m ² °C hio = 129,14 W/m ² °C
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{R3} = \frac{M_{R3}}{a_s}$ $Re = \frac{De * G_{R3}}{\mu_{R3}}$ $Pr = \frac{Cp_{R3} * \mu_{R3}}{k}$	a _s = 0,08 m ² G _{R3} = 5,16 $\frac{kg}{s m^2}$ Re = 25,54 jH = 2,7 De = 0,0183 m } (fig. 28 p.943, Kern) Pr = 81,39
$ho = \frac{jH * k_{R3}}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 68,97 W/m ² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	U _c = 44,95 W/m ² °C U _D = 18,50 W/m ² °C
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	Rd _{cal} = 0,031 m ² °C/W Rd _{req} = 0,00035 m ² °C/W (T. 12 p.945) Rd_{cal} > Rd_{req} (Puede utilizarse)

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cat} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 89,27%
--	-----------------------------

Tabla 2.15: Intercambiador E-203 E (crudo y diésel)

DATOS							
Tubos		Coraza		Crudo		Diésel	
DI (m)	0,0225	DI (m)	0,79	mc (kg/h)	41666,67	M _d (kg/h)	10183,83
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	C _{pc} (J/kg °C)	2048,2	C _{pd} (J/kg °C)	2884,2
BWG	17	L (m)	5,75	ρ _c (kg/m ³)	950	ρ _d (kg/m ³)	890
Nt	407	Deflectores	12	μ _c (kg/m*s)	0,00393	μ _d (kg/m*s)	0,00179
L (m)	6			t ₁ (°C)	93	T ₁ (°C)	260
n	2			t ₂ (°C)	130	T ₂ (°C)	150
Pt (m)	0,032			k _c (W/m °C)	0,110	k _d (W/m °C)	0,115
Atc (m ²)	192						
Arreglo	Triangular						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_d * C_{pd} * (T_1 - T_2) = m_c * C_{pc} * (t_2 - t_1)$	$Q = 897484,33 \text{ W}$
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	$MLDT = 88,49$ $Ft = 0,98$ $\Delta t = 86,72 \text{ °C}$
$a_t = \frac{Nt * a' t}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{C_{pc} * \mu_c}{K_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$a' t = 0,613$ (Tabla 10 p. 948, Kern) $a_t = 0,08 \frac{m^2}{s}$ $v = 0,15 \frac{m}{s}$ $Re = 821$ $Pr = 72,70$ $Nu = 28,47$
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	$hi = 140,40 \text{ W/m}^2 \text{ °C}$ $hio = 126,10 \text{ W/m}^2 \text{ °C}$
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_d = \frac{M_d}{a_s}$ $Re = \frac{De * G_d}{\mu_d}$ $Pr = \frac{C_{pd} * \mu_d}{k_d}$	$a_s = 0,08 \frac{m^2}{s}$ $G_d = 34,16 \frac{kg}{s m^2}$ $Re = 349$ $jH = 10$ $De = 0,0183 \text{ m}$ $Pr = 44,87$ } (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k_d}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	$ho = 207,90 \text{ W/m}^2 \text{ °C}$

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	$U_c = 78,49 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $U_D = 53,95 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0057 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$ $Rd_{req} = 0,00035 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W (T. 12 p.945)}$ $Rd_{cal} > Rd_{req} \text{ (Puede utilizarse)}$
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	$\text{Área exceso} = 15,45\%$

Tabla 2.16: Intercambiador E-203F (crudo y asfalto)

DATOS							
Tubos		Coraza		Crudo		Asfalto	
DI (m)	0,0166	DI (m)	0,576	mc (kg/h)	41 666,67	Masf (kg/h)	20832,28
DE (m)	0,0191	DE (m)	0,588	Cpc (J/kg °C)	2173	Cpasf (J/kg °C)	2591,6
BWG	18	L (m)	4,69	pc (kg/m ³)	950	pasf (kg/m ³)	1000
Nt	351	Deflectores	38	μc (kg/m*s)	0,00392	μasf (kg/m*s)	0,425
L (m)	4,88			t1 (°C)	130	T1 (°C)	250
n	4			t2 (°C)	175	T2 (°C)	175
Pt (m)	0,0238			kc (W/m °C)	0,112	kasf (W/m °C)	0,100
Atc (m ²)	192						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{asf} * Cp_{asf} * (T_1 - T_2)$ $= m_c * Cp_c * (t_2 - t_1)$	$Q = 1124769,56 \text{ W}$
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	$MLDT = 58,24$ $Ft = 0,975$ $\Delta t = 56,79 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_c * \mu_c}{k_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$a't = 0,334 \text{ (Tabla 10 p. 948, Kern)}$ $a_t = 0,018 \text{ m}^2$ $v = 0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Re = 2586$ $Pr = 75,77$ $Nu = 72,52$
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	$hi = 492,48 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $hio = 428,13 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$	$a_s = 0,0142 \text{ m}^2$

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

$G_{asf} = \frac{M_{asf}}{a_s}$ $Re = \frac{De * G_{asf}}{\mu_{asf}}$ $Pr = \frac{Cp_{asf} * \mu_{asf}}{k_{asf}}$	$G_{asf} = 407,85 \frac{kg}{s \cdot m^2}$ $Re = 23,15$
$ho = \frac{jH * K_{asf}}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	$ho = 220,88 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	$U_c = 145,70 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $U_D = 103,25 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,00282 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$ $Rd_{req} = 0,00035 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W} \text{ (T. 12 p.945)}$ $Rd_{cal} > Rd_{req} \text{ (Puede utilizarse)}$
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	$\text{Área exceso} = 7,01\%$

Tabla 2.17: Intercambiador E-203G (crudo y R2)

DATOS							
Tubos		Coraza		Crudo		R2	
DI (m)	0,0225	DI (m)	0,79	mc (kg/h)	41 666,67	MR ₂ (kg/h)	2529,07
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	Cpc (J/kg °C)	2382,6	CpR ₂ (J/kg °C)	2717
BWG	17	L (m)	5,75	pc (kg/m ³)	950	pR ₂ (kg/m ³)	975
Nt	407	Deflectores	12	μc (kg/m*s)	0,00391	μR ₂ (kg/m*s)	0,042
L (m)	6			t1 (°C)	175	T1 (°C)	290
n	2			t2 (°C)	190	T2 (°C)	80
Pt (m)	0,032			k _c (W/m °C)	0,108	kR ₂ (W/m °C)	0,100
Atc (m ²)	192						
Arreglo	Triangular						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{R2} * Cp_{R2} * (T_1 - T_2) = m_c * Cp_c * (t_2 - t_1)$	$Q = 400836,373 \text{ W}$
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	$MLDT = 97,71$ $Ft = 0,99$ $\Delta t = 96,73 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$	$a't = 0,613 \text{ (Tabla 10 p. 948, Kern)}$ $a_t = 0,08 \text{ m}^2$ $v = 0,15 \frac{m}{s}$ $Re = 825$ $Pr = 85,47$

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

$Pr = \frac{Cp_c * \mu_c}{k_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$Nu = 30,65$
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	$hi = 148,78 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $hio = 133,62 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{R2} = \frac{M_{R2}}{a_s}$ $Re = \frac{De * G_{R2}}{\mu_{R2}}$ $Pr = \frac{Cp_{R2} * \mu_{R2}}{k_{R2}}$	$a_s = 0,0828 \text{ m}^2$ $G_{R2} = 8,48 \frac{\text{kg}}{\text{s m}^2}$ $Re = 3,69$ $jH = 1,9$ $De = 0,0183 \text{ m}$ $Pr = 1137,27$ (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k_{R2}}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	$ho = 101,19 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	$U_c = 57,58 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $U_D = 21,60 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0289 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$ $Rd_{req} = 0,00035 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W} \text{ (T. 12 p.945)}$ $Rd_{cal} > Rd_{req} \text{ (Puede utilizarse)}$
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	$\text{Área exceso} = 81,13\%$

Tabla 2.18: Intercambiador E-203H (crudo y asfalto)

DATOS							
Tubos		Coraza		Crudo		Asfalto	
DI (m)	0,0225	DI (m)	0,79	mc (kg/h)	41 666,67	M _{asf} (kg/h)	20832,28
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	Cpc (J/kg °C)	2424,4	Cpasf (J/kg °C)	2800,6
BWG	17	L (m)	5,75	pc (kg/m ³)	950	pasf (kg/m ³)	1000
Nt	407	Deflectores	12	μc (kg/m*s)	0,0039	μasf (kg/m*s)	0,425
L (m)	6			t1 (°C)	190	T1 (°C)	310
n	2			t2 (°C)	224	T2 (°C)	250
Pt (m)	0,032			Kc (W/m°C)	0,106	Kasf (W/m°C)	0,096
Atc (m ²)	192						
Arreglo	Triangular						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{asf} * Cp_{asf} * (T_1 - T_2) = m_c * Cp_c * (t_2 - t_1)$	$Q = 972381,42 \text{ W}$

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	$MLDT = 72,09$ $Ft = 0,98$ $\Delta t = 70,65 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_c * \mu_c}{k_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$a't = 0,515 \text{ (Tabla 10 p. 948, Kern)}$ $a_t = 0,06 \text{ m}^2$ $v = 0,18 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Re = 985$ $Pr = 86,75$ $Nu = 35,53$
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	$hi = 172,47 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $hio = 154,90 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{asf} = \frac{M_{asf}}{a_s}$ $Pr = \frac{Cp_{asf} * \mu_{asf}}{k_{asf}}$	$a_s = 0,083 \text{ m}^2$ $G_{asf} = 69,88 \frac{\text{kg}}{\text{s m}^2}$ $jH = 1,9$ $De = 0,0183 \text{ m}$ $Pr = 12285,8$ <p>(fig. 28 p.943, Kern)</p>
$ho = \frac{jH * k_{asf}}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	$ho = 215,99 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	$U_c = 90,21 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $U_D = 71,75 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0028 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$ $Rd_{req} = 0,00049 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W} \text{ (T. 12 p.945)}$ $Rd_{cal} > Rd_{req} \text{ (Puede utilizarse)}$
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	$\text{Área exceso} = 4,78\%$

2.2.2 Rechequeo de los condensadores del tope de destilación atmosférica y al vacío.

Por el tope de las torres de destilación atmosférica y al vacío, salen un grupo de vapores ligeros incluyendo la nafta y el diésel de vacío, estos pasan a través de los condensadores, para esto se utiliza agua proveniente de la torre de enfriamiento.

Los fluidos están ubicados de la siguiente forma:

Por dentro de los tubos: agua.

Por la concha: destilados respectivos (nafta y diésel de vacío)

Tabla 2.19: Condensador E-103A (vapores de nafta)

DATOS

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

Tubos		Coraza		Agua		Nafta	
DI (m)	0,018	DI (m)	0,59	ma (kg/h)	447,20	Mn (kg/h)	1737,50
DE (m)	0,02	DE (m)	0,6	Cpa (J/kg °C)	4 190	Cpn (J/kg °C)	1797,4
BWG	9	L (m)	4,7	pa (kg/m³)	999	pn (kg/m³)	739
Nt	305	Deflectores	7	µa (kg/m*s)	0,00095	µn (kg/m*s)	0,00049
L (m)	4,88			t1 (°C)	25	T1 (°C)	100
n	2			t2 (°C)	35	T2 (°C)	80
Pt (m)	0,026			ka (W/m °C)	0,605	kn (W/m °C)	0,148
Atc (m²)	93,52						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_n * Cp_n * (T_1 - T_2) = m_a * Cp_a * (t_2 - t_1)$	Q = 17349,9042 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 59,86 °C Ft = 0,99 Δt = 59,26 °C
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_a * \mu_a}{k_a}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	a't = 0,389 plg ² (Tabla 10 p. 948, Kern) a _t = 0,038 m ² v = 0,0108 $\frac{m}{s}$ Re = 203,65 Pr = 6,574 Nu = 3,31
$hi = \frac{Nu * k_a}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	hi = 112,38 W/m ² °C hio = 100,48 W/m ² °C
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_n = \frac{M_n}{a_s}$ $Pr = \frac{Cp_n * \mu_n}{k_n}$	a _s = 0,0914 m ² G _n = 5,27 $\frac{kg}{s m^2}$ jH = 8,5 De = 0,025 m Pr = 5,91 (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k_n}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 84,60 W /m ² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	Uc = 45,93 W/m ² °C U _D = 3,13 W/m ² °C
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	Rd _{cal} = 0,2976 m ² °C/W Rd _{req} = 0,000704 m ² °C/W (T. 12 p.945) Rd_{cal} > Rd_{req} (Puede utilizarse)

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 421%
--	---------------------------

Tabla 2.20: Condensador E-103B (vapores de nafta)

DATOS							
Tubos		Coraza		Agua		Nafta	
DI (m)	0,018	DI (m)	0,59	ma (kg/h)	440,96	Mn (kg/h)	1737,50
DE (m)	0,02	DE (m)	0,6	Cpa (J/kg °C)	4 190	Cpn (J/kg °C)	1772,32
BWG	9	L (m)	4,7	pa (kg/m³)	999	pn (kg/m³)	739
Nt	305	Deflectores	7	µa (kg/m*s)	0,00095	µn (kg/m*s)	0,00049
L (m)	4,88			t1 (°C)	35	T1 (°C)	80
n	2			t2 (°C)	45	T2 (°C)	60
Pt (m)	0,026			ka (W/m °C)	0,605	kn (W/m °C)	0,150
Atc (m²)	93,52						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_n * C_{pn} * (T_1 - T_2) = m_a * C_{pa} * (t_2 - t_1)$	Q = 17349,9042 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 29,72 °C Ft = 0,99 Δt = 29,42 °C
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{C_{pa} * \mu_a}{k_a}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	a't = 0,389 plg² (Tabla 10 p. 948, Kern) a _t = 0,038 m² v = 0,0108 $\frac{m}{s}$ Re = 203,65 Pr = 6,57 Nu = 3,31
$hi = \frac{Nu * k_a}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	hi = 112,38 W/m² °C hio = 100,48 W/m² °C
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_n = \frac{M_n}{a_s}$ $Pr = \frac{C_{pn} * \mu_n}{k_n}$	a _s = 0,0914 m² G _n = 5,27 $\frac{kg}{s m^2}$ jH = 8,5 De = 0,025 m Pr = 5,76 (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k_n}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 84,86 W /m² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$	Uc = 46,00 W/m² °C
	U _D = 6,30 W/m² °C

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

$U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	
$Rd_{cal} = \frac{Uc - U_D}{Uc * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,1368 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}$ $Rd_{req} = 0,000704 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W} \text{ (T. 12 p.945)}$ $Rd_{cal} > Rd_{req} \text{ (Puede utilizarse)}$
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	$\text{Área exceso} = 193,3\%$

Tabla 2.21: Condensador E-201A (tope de vacío)

DATOS							
Tubos		Coraza		Agua		D3	
DI (m)	0,018	DI (m)	0,59	ma (kg/h)	1308,32	MD3 (kg/h)	1040,83
DE (m)	0,025	DE (m)	0,63	Cpa (J/kg °C)	4 190	CpD3 (J/kg °C)	1755,6
BWG	15	L (m)	5,72	pa (kg/m³)	999	ρD3 (kg/m³)	781
Nt	205	Deflectores	8	μα (kg/m*s)	0,00095	μD3 (kg/m*s)	0,00038
L (m)	6			t1 (°C)	25	T1 (°C)	100
n	2			t2 (°C)	45	T2 (°C)	40
Pt (m)	0,026			ka (W/m °C)	0,122	kD3 (W/m °C)	0,135
Atc (m²)	96,6						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{D3} * Cp_{D3} * (T_1 - T_2) = m_a * Cp_a * (t_2 - t_1)$	$Q = 30454,78 \text{ W}$
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	$MLDT = 30,78 \text{ } ^\circ\text{C}$ $Ft = 0,98$ $\Delta t = 30,17 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_t = \frac{Nt * a' t}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_a * \mu_a}{k_a}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$a' t = 0,515 \text{ plg}^2 \text{ (Tabla 10 p. 948, Kern)}$ $a_t = 0,034 \text{ m}^2$ $v = 0,0106 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Re = 45,74$ $Pr = 163,7$ $Nu = 4,00$
$hi = \frac{Nu * k_a}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	$hi = 23,90 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $hio = 19,67 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{D3} = \frac{M_n}{a_s}$	$a_s = 0,016 \text{ m}^2$ $G_{D3} = 17,81 \frac{\text{kg}}{\text{s m}^2}$ $jH = 15$ $De = 0,0182 \text{ m}$ $\left. \begin{array}{l} jH = 15 \\ De = 0,0182 \text{ m} \end{array} \right\} \text{ (fig. 28 p.943, Kern)}$

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

$Pr = \frac{Cp_n * \mu_n}{k_n}$	Pr = 4,93
$ho = \frac{jH * k_n}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 175,64 W /m ² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	Uc = 17,69 W/m ² °C U _D = 10,44 W/m ² °C
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0391 \text{ m}^2 \text{ °C/W}$ $Rd_{req} = 0,0003521 \text{ m}^2 \text{ °C/W}$ (T. 12 p.945) $Rd_{cal} > Rd_{req}$ (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 110,26%

2.2.3 Rechequeo de los enfriadores

Previo al almacenamiento de los productos obtenidos de las torres de destilación atmosférica y al vacío, pasan por los enfriadores para ajustar su temperatura y evitar que parte del producto se volatilice en los tanques de almacenamiento. Para esta etapa se utiliza agua proveniente de la torre de enfriamiento.

En estos equipos los fluidos fueron ubicados de la siguiente manera:

Por dentro de los tubos: agua

Por la concha: destilados respectivos

Tabla 2.22: Enfriador E-106 (Agua y nafta)

DATOS							
Tubos		Coraza		Agua		Nafta	
DI (m)	0,023	DI (m)	0,516	ma (kg/h)	379,43	M _{nafta} (kg/h)	1728,81
DE (m)	0,025	DE (m)	0,53	Cpa (J/kg °C)	4 190	Cpn (J/kg °C)	2 299
BWG	18	L (m)	2,72	pa (kg/m ³)	999	pn (kg/m ³)	741
Nt	136	Deflectores	8	µa (kg/m*s)	0,00095	µn (kg/m*s)	0,00047
L (m)	3			t1 (°C)	25	T1 (°C)	60
n	2			t2 (°C)	50	T2 (°C)	50
Pt (m)	0,032			ka (W / m °C)	0,605	kn (W / m °C)	0,152
Atc (m ²)	32,04						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_n * Cp_n * (T_1 - T_2) = m_a * Cp_a * (t_2 - t_1)$	Q = 11040,38 W

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	$MLDT = 16,37 \text{ } ^\circ\text{C}$ $Ft = 0,96$ $\Delta t = 15,71 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_a * \mu_a}{k_a}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$a't = 0,639 \text{ plg}^2$ (Tabla 10 p. 948, Kern) $a_t = 0,028 \text{ m}^2$ $v = 0,0037 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Re = 90,67$ $Pr = 6,57$ $Nu = 1,73$
$hi = \frac{Nu * k_a}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	$hi = 45,91 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $hio = 42,07 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_n = \frac{M_n}{a_s}$ $Pr = \frac{Cp_n * \mu_n}{k_n}$	$a_s = 0,0384 \text{ m}^2$ $G_n = 12,57 \frac{\text{kg}}{\text{s m}^2}$ $jH = 13,5$ $De = 0,0251 \text{ m}$ $Pr = 7,09$ } (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k_n}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	$ho = 146,07 \text{ W /m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	$U_c = 32,66 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $U_D = 21,92 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0149 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$ $Rd_{req} = 0,000704 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$ (T. 12 p.945) $Rd_{cal} > Rd_{req}$ (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Area exceso= 20,29%

Tabla 2.23: Enfriador E-104 (agua y queroseno)

DATOS							
Tubos		Coraza		Agua		Queroseno	
DI (m)	0,023	DI (m)	0,516	ma (kg/h)	2302,84	M _{quero} (kg/h)	3771,81
DE (m)	0,025	DE (m)	0,53	Cpa (J/kg °C)	4 190	Cpq (J/kg °C)	2131,8
BWG	18	L (m)	2,72	pa (kg/m ³)	999	pq (kg/m ³)	779
Nt	136	Deflectores	8	µa (kg/m*s)	0,00095	µq (kg/m*s)	0,00115
L (m)	3			t1 (°C)	25	T1 (°C)	80
n	2			t2 (°C)	50	T2 (°C)	50
Pt (m)	0,032			ka (W / m °C)	0,605	kq (W / m °C)	0,134
Atc (m ²)	32,04						

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

Arreglo	Cuadrado						
---------	----------	--	--	--	--	--	--

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_q * Cp_q * (T_1 - T_2) = m_a * Cp_a * (t_2 - t_1)$	Q = 67006,25 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 27,42 °C Ft = 0,96 $\Delta t = 26,32$ °C
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_a * \mu_a}{k_a}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	a't = 0,639 plg ² (Tabla 10 p. 948, Kern) $a_t = 0,028$ m ² $v = 0,023$ $\frac{m}{s}$ Re = 550 Pr = 6,574 Nu = 7,35
$hi = \frac{Nu * k_a}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	hi = 194,28 W/m ² °C hio = 178,05 W/m ² °C
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_q = \frac{M_q}{a_s}$ $Pr = \frac{Cp_q * \mu_q}{k_q}$	$a_s = 0,0384$ m ² $G_q = 30,38$ $\frac{kg}{s m^2}$ jH = 13 De = 0,0251 m Pr = 18,179 } (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k_q}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 170,55 W /m ² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Atc * \Delta t}{U_c - U_D}$	Uc = 87,11 W/m ² °C UD = 79,43 W/m ² °C
$Rd_{cal} = \frac{U_c * U_D}{U_c + U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0011$ m ² °C/W $Rd_{req} = 0,000704$ m ² °C/W (T. 12 p.945) $Rd_{cal} > Rd_{req}$ (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 0,57%

Tabla 2.24: Enfriador E-105 (agua y diésel)

DATOS							
Tubos		Coraza		Agua		Diésel	
DI (m)	0,023	DI (m)	0,516	ma (kg/h)	6095,71	D _{diésel} (kg/h)	10183,83
DE (m)	0,025	DE (m)	0,53	Cpa (J/kg °C)	4 190	Cpd (J/kg °C)	2090
BWG	18	L (m)	2,72	pa (kg/m ³)	999	pd (kg/m ³)	747
Nt	136	Deflectores	8	µa (kg/m*s)	0,00095	µd (kg/m*s)	0,00178
L (m)	3			t1 (°C)	25	T1 (°C)	80

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

n	2			t2 (°C)	50	T2 (°C)	50
Pt (m)	0,032			ka (W/m °C)	0,605	kd (W/m °C)	0,129
Atc (m ²)	32,04						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_d * Cp_d * (T_1 - T_2) = m_a * Cp_a * (t_2 - t_1)$	Q = 177368,445 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 27,42 °C Ft = 0,96 $\Delta t = 26,32$ °C
$a_t = \frac{Nu * a' t}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_a * \mu_a}{k_a}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	a' t = 0,639 plg ² (Tabla 10 p. 948, Kern) $a_t = 0,028$ m ² $v = 0,06$ $\frac{m}{s}$ Re = 1456,71 Pr = 6,57 Nu = 16,01
$hi = \frac{Nu * k_a}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	hi = 423,30 W/m ² °C hio = 387,93 W/m ² °C
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_d = \frac{M_d}{a_s}$ $Pr = \frac{Cp_d * \mu_d}{k_d}$	$a_s = 0,0384$ m ² $G_d = 73,71$ $\frac{kg}{s m^2}$ jH = 16 De = 0,0251 m Pr = 28,67 } (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k_d}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 234,99 W /m ² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	Uc = 100,961 W/m ² °C UD = 82,617 W/m ² °C
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = -0,0020$ m ² °C/W $Rd_{req} = 0,000704$ m ² °C/W (T. 12 p.945) Rd_{cal} > Rd_{req} (No puede utilizarse)
$\% \text{área defecto} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área defecto = 3,94%

Tabla 2.25: Enfriador E-204C (agua y asfalto)

DATOS							
Tubos		Coraza		Agua		Asfalto	
DI (m)	0,023	DI (m)	0,516	ma (kg/h)	25146,89	M _{as} (kg/h)	20832,28

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

DE (m)	0,025	DE (m)	0,63	Cpa (J/kg °C)	4 190	Cpas (J/kg °C)	2299
BWG	18	L (m)	5,72	pa (kg/m³)	999	pas (kg/m³)	1000
Nt	204	Deflectores	16	µa (kg/m*s)	0,00095	µas (kg/m*s)	0,425
L (m)	6			t1 (°C)	25	T1 (°C)	175
n	2			t2 (°C)	50	T2 (°C)	120
Pt (m)	0,032			ka (W/m °C)	0,605	kas (W/m °C)	0,1055
Atc (m²)	96,132						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{as} * C_{pas} * (T_1 - T_2) = m_a * C_{pa} * (t_2 - t_1)$	Q = 731704,931 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 109,31 °C Ft = 0,99 Δt = 108,22 °C
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{C_{pa} * \mu_a}{k_a}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	a't = 0,639 plg ² (Tabla 10 p. 948, Kern) a _t = 0,042 m ² v = 0,16 $\frac{m}{s}$ Re = 4006,3 Pr = 6,574 Nu = 35,98
$hi = \frac{Nu * k_a}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	hi = 950,93 W/m ² °C hio = 871,47 W/m ² °C
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{as} = \frac{M_d}{a_s}$ $Pr = \frac{C_{pd} * \mu_d}{k_d}$	a _s = 0,040 m ² G _{as} = 143,40 $\frac{kg}{s m^2}$ jH = 1,9 De = 0,0251 m Pr = 9258,74 } (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k_d}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 155,71 W /m ² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	U _c = 132,10 W/m ² °C U _D = 70,33 W/m ² °C
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	Rd _{cal} = 0,00664 m ² °C/W Rd _{req} = 0,000704 m ² °C/W (T. 12 p.945) Rd_{cal} > Rd_{req} (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 8,44%

*Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".*

Tabla 2.26: Enfriador E-204B (agua y R3)

DATOS							
Tubos		Coraza		Agua		R3	
DI (m)	0,023	DI (m)	0,516	ma (kg/h)	639,29	MR3 (kg/h)	1540,43
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	Cpa (J/kg °C)	4190	CpR3 (J/kg °C)	2173,6
BWG	18	L (m)	5,75	pa (kg/m³)	999	PR3 (kg/m³)	909
Nt	407	Deflectores	12	µa (kg/m*s)	0,00095	µR3 (kg/m*s)	0,0037
L (m)	6			t1 (°C)	25	T1 (°C)	80
n	2			t2 (°C)	50	T2 (°C)	60
Pt (m)	0,032			ka (W/m °C)	0,605	kR3 (W/m °C)	0,124
Atc (m²)	191,8						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{R3} * Cp_{R3} * (T_1 - T_2) = m_a * Cp_a * (t_2 - t_1)$	Q = 18601,58 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 32,43 °C Ft = 0,98 Δt = 31,78 °C
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_a * \mu_a}{k_a}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	a't = 0,639 plg ² (Tabla 10 p. 948, Kern) a _t = 0,083 m ² v = 0,0021 $\frac{m}{s}$ Re = 51,04 Pr = 6,574 Nu = 1,09
$hi = \frac{Nu * k_a}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	hi = 28,99 W/m ² °C hio = 26,57 W/m ² °C
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{R3} = \frac{M_d}{a_s}$ $Pr = \frac{Cp_d * \mu_d}{k_d}$	a _s = 0,054 m ² G _{R3} = 7,91 $\frac{kg}{s m^2}$ jH = 4 De = 0,0251 m Pr = 64,56 } (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k_d}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 73,92 W /m ² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	Uc = 19,54 W/m ² °C U _D = 3,05 W/m ² °C
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$	Rd _{cal} = 0,276 m ² °C/W Rd _{req} = 0,000704 m ² °C/W (T. 12 p.945)

*Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".*

$Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} > Rd_{req}$ (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 391%

Tabla 2.27: Enfriador E-204D (agua y R2)

DATOS							
Tubos		Coraza		Agua		R2	
DI (m)	0,023	DI (m)	0,516	ma (kg/h)	948,66	MR ₂ (kg/h)	2529,07
DE (m)	0,025	DE (m)	0,53	Cpa (J/kg °C)	4 190	Cp _{R2} (J/kg °C)	1964,6
BWG	18	L (m)	2,72	pa (kg/m ³)	999	P _{R2} (kg/m ³)	747
Nt	136	Deflectores	8	µa (kg/m*s)	0,00095	µ _{R2} (kg/m*s)	0,0042
L (m)	3			t1 (°C)	25	T1 (°C)	80
n	2			t2 (°C)	50	T2 (°C)	60
Pt (m)	0,032			ka (W/m °C)	0,605	k _{R2} (W/m °C)	0,108
Atc (m ²)	32,04						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{R2} * Cp_{R2} * (T_1 - T_2) = m_a * Cp_a * (t_2 - t_1)$	$Q = 27603,3839 \text{ W}$
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	$MLDT = 32,43 \text{ °C}$ $Ft = 0,98$ $\Delta t = 31,78 \text{ °C}$
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_a * \mu_a}{k_a}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$a't = 0,639 \text{ plg}^2$ (Tabla 10 p. 948, Kern) $a_t = 0,028 \text{ m}^2$ $v = 0,0094 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Re = 226,7$ $Pr = 6,574$ $Nu = 3,61$
$hi = \frac{Nu * k_a}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	$hi = 95,57 \text{ W/m}^2 \text{ °C}$ $hio = 87,58 \text{ W/m}^2 \text{ °C}$
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{R2} = \frac{M_d}{a_s}$ $Pr = \frac{Cp_d * \mu_d}{k_d}$	$a_s = 0,0384 \text{ m}^2$ $G_{RT} = 9,41 \frac{\text{kg}}{\text{s m}^2}$ $jH = 1,9$ $De = 0,0251 \text{ m}$ $Pr = 757$ } (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k_d}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	$ho = 69,80 \text{ W /m}^2 \text{ °C}$
$Uc = \frac{hio * ho}{hio + ho}$	$Uc = 38,84 \text{ W/m}^2 \text{ °C}$

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

$U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	$U_D = 27,10 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$Rd_{cal} = \frac{Uc - U_D}{Uc * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0111 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$ $Rd_{req} = 0,000704 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$ (T. 12 p.945) $Rd_{cal} > Rd_{req}$ (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 14,83%

Tabla 2.28: Enfriador E-204A (agua y RT)

DATOS							
Tubos		Coraza		Agua		RT	
DI (m)	0,023	DI (m)	0,516	ma (kg/h)	269,97	M _{RT} (kg/h)	1301,04
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	C _{pa} (J/kg °C)	4 190	C _{pRT} (J/kg °C)	2173,6
BWG	18	L (m)	5,75	ρ _a (kg/m ³)	999	ρ _{RT} (kg/m ³)	887,2
Nt	204	Deflectores	12	μ _a (kg/m*s)	0,00095	μ _{RT} (kg/m*s)	0,0039
L (m)	6			t ₁ (°C)	25	T ₁ (°C)	70
n	2			t ₂ (°C)	50	T ₂ (°C)	60
Pt (m)	0,032			k _a (W/m °C)	0,605	k _{RT} (W/m °C)	0,129
Atc (m ²)	96,132						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{RT} * Cp_{RT} * (T_1 - T_2) = m_a * Cp_a * (t_2 - t_1)$	$Q = 7855,40 \text{ W}$
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	$MLDT = 26,80 \text{ } ^\circ\text{C}$ $Ft = 0,99$ $\Delta t = 26,53 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_a * \mu_a}{k_a}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$a't = 0,639 \text{ plg}^2$ (Tabla 10 p. 948, Kern) $a_t = 0,042 \text{ m}^2$ $v = 0,0017 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Re = 43,01$ $Pr = 6,574$ $Nu = 0,95$
$hi = \frac{Nu * k_a}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	$hi = 25,28 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $hio = 23,16 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{Rt} = \frac{M_d}{a_s}$ $Pr = \frac{Cp_d * \mu_d}{k_d}$	$a_s = 0,054 \text{ m}^2$ $G_{RT} = 12,98 \frac{\text{kg}}{\text{s m}^2}$ $jH = 5$ $De = 0,0251 \text{ m}$ $Pr = 65,33$ } (fig. 28 p.943, Kern)

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

$h_o = \frac{jH * k_d}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	$h_o = 96,63 \text{ W /m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$
$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	$U_c = 18,68 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ $U_D = 3,079 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = R_{di} + R_{do}$	$Rd_{cal} = 0,27123 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C/W}$ $Rd_{req} = 0,000704 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C/W}$ (T. 12 p.945) $Rd_{cal} > Rd_{req}$ (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 384,14%

2.2.4 Rechequeo de los hornos

Los hornos en la planta de destilación atmosférica y al vacío, tienen la función de calentar el crudo antes de su entrada a las torres de destilación respectivas, vaporizando parcialmente la mezcla de inyectos para que el proceso sea más efectivo, para esto se quema fuel oil, combustible obtenido en corridas anteriores.

Los datos del calor aprovechado y las entalpías utilizadas para los cálculos en los hornos se determinaron en (J.B.MAXWELL 1950)

Tabla 2.29: Consumo de combustible en el horno F-101

Datos			
	VCS (Kcal/kg)	9756	
Mc (t/d)	1000	41666,66	kg/h
Entrada		Salida	
Tc (C)	224	Tc (C)	320
pc (kg/L)	0,95	pc (kg/L)	0,91
Hc (Kcal/kg)	133,42	Hl (Kcal/kg)	180,67
		Hv (Kcal/kg)	255,72
T.chimenea (C)	465	10 % de aire en exceso	
Calor aprovechado (Kcal/kg)	7727,38	f(Tchim, % de aire en exceso)	
eficiencia del quemador	0,95	η	0,79

Mc = 41 666067 kg/h / 0,95 kg/L	
Mc (L/h)	43859,6
Rendimientos de los destilados %	
Nafta	4,17
Queroseno	8,70
Diésel	24,08

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

Pérdidas	0,30
$X=(N+Q+D+P)/C$	$Y=1-X$
X	0,373
Y	0,628

$Q_{abs} = M_c * (H_{sl} * X + H_{sv} * Y - H_{ec})$	
Qabs (Kcal/h)	3931156,708

$Q_c = VCS * \text{ef del quemador}$	
Qc (Kcal/Kg)	9268,2

$\eta = Q_{abs} / (Q_c * M_{fuel})$	
$M_{fuel} = Q_{abs} / (Q_c * \eta)$	
Mfuel (Kg/h)	535,5

Tabla 2.30: Horno F-101 (destilación atmosférica)

DATOS							
Tubos		Temperaturas		Horno		Combustible (fuel)	
Nt	128	Tg (°R)	1661,67	Ancho (pie)	13,65	VCN (kcal/kg)	9 756
DE (plg)	2,5	Ts (°R)	1067,67	Altura (pie)	22,41	Mcomb (kg/h)	535,50
DI (plg)	2,185	Pgas (atm)	1	Longitud (pie)	19,03		
L (pie)	20,87			At (pie ²)	1980,47		
Pt (plg)	3,2			η (%)	75		

ECUACIONES	RESULTADOS
$A_{real} = a't * Nt * L$	$a't = 0,622 \frac{pie^2}{pie}$ $A_{real} = 154,42 m^2$
$Q_f = VCN * M_{comb}$ $\eta = \frac{\sum Q}{Q_f} * 100$	$Q_f = 6\ 075\ 970,97 W$ $\sum Q = 4\ 556\ 978,23 W$
$\alpha = fc \left(\frac{Pt}{do} \right)$	$\frac{Pt}{do} = 1,28$ $\alpha = 0,9$ (Fig. 19.11 pág. 783, Kern)
$F_{tot} = fc \left(\frac{Ar}{\alpha * Acp} ; \epsilon_{gas} \right)$ $\epsilon_{gas} = fc (p * L ; T_g)$ $p = X_{CO_2} * P + X_{H_2O} * P$ $L = \frac{2}{3} * (Vol. horno)^{1/3}$ (T. 19.1 p. 786, Kern) $Ar = At - \alpha Acp$	$p = 1,028 atm$ $L = 11,99 pie$ $\alpha Acp = 641,13 pie^2$ $Ar = 1\ 339,34 pie^2$ $\left. \begin{array}{l} \epsilon_{gas} = 0,7 \\ \frac{Ar}{\alpha * Acp} = 2,09 \end{array} \right\} F_{tot} = 0,84$

*Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".*

$\frac{\Sigma Q}{\alpha * A_{cp} * F_{tot}} = 0,173 * \left[\left(\frac{T_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_s}{100} \right)^4 \right] + 7 * (T_g - T_s)$ $\% \text{área defecto} = \frac{A_{real} - A_{cp}}{A_{real}} * 100$	$\frac{\Sigma Q}{\alpha * A_{cp} * F_{tot}} = 47\,575,32 \text{ W/m}^2$ $A_{cp} = 126,70 \text{ m}^2$ $\% \text{área exceso} = 0,1795$
$A_{real} > A_{cp}$ (Puede utilizarse para las nuevas condiciones de trabajo)	

Tabla 2.31: Consumo de combustible en el horno F-102

Datos			
	VCS (Kcal/kg)	9756	
Mc (t/d)	624,50	26020,84	kg/h
Entrada		Salida	
Tc (C)	280	Tc (C)	380
pc (kg/L)	0,89	pc (kg/L)	0,75
Hc (Kcal/kg)	194,57	HI (Kcal/kg)	258,50
		Hv (Kcal/kg)	294,64
T.chimenea (C)	410	10 % de aire en exceso	
Calor aprovechado (Kcal/kg)	8005,3488	f(Tchim, % de aire en exceso)	
eficiencia del quemador	0,95	η	0,82

Mc = 41 666067 kg/h / 0,91 kg/L	
Mc (L/h)	29041,11
Rendimientos de los destilados	
D3	4,00
R3	5,92
R2	10,02
Pérdidas	0,30
X=(D3+R3+R2+P)/C	Y=1-X
X	0,202
Y	0,798

Qabs = Mc * (Hsl * X + Hsv * Y - Hec)	
Qabs (Kcal/h)	2413512,74

Qc = VCS * ef del quemador	
Qc (Kcal/kg)	9268,2

$\eta = Qabs / (Qc * Mfuel)$	
$Mfuel = Qabs / (Qc * \eta)$	

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

Mfuel (kg/h)	317,35
----------------	--------

Tabla 2.32: Horno F-102 (destilación al vacío)

DATOS							
Tubos		Temperaturas		Horno		Combustible (fuel)	
Nt	84	Tg (°R)	1661,67	Ancho (pie)	13,65	VCN (kcal/kg)	9 756
DE (plg)	2,5	Ts (°R)	1175,67	Altura (pie)	22,41	Mcomb (kg/h)	317,35
DI (plg)	2,185	Pgas (atm)	1	Longitud (pie)	19,03		
L (pie)	19			At (pie ²)	1942,23		
Pt (plg)	3,2			η (%)	75		

ECUACIONES	RESULTADOS
$A_{real} = a't * Nt * L$	$a't = 0,622 \frac{pie^2}{pie}$ $A_{real} = 92,26 m^2$
$Q_f = VCN * M_{comb}$ $\eta = \frac{\sum Q}{Q_f} * 100$	$Q_f = 3\ 600\ 785,39 W$ $\sum Q = 2\ 700\ 589,04 W$
$\alpha = fc \left(\frac{Pt}{do} \right)$	$\frac{Pt}{do} = 1,28$ $\alpha = 0,9$ (Fig. 19.11 pág. 783, Kern)
$F_{tot} = fc \left(\frac{Ar}{\alpha * A_{cp}} ; \epsilon_{gas} \right)$ $\epsilon_{gas} = fc (p * L ; T_g)$ $p = X_{CO_2} * P + X_{H_2O} * P$ $L = \frac{2}{3} * (Vol. \ horno)^{1/3}$ (T. 19.1 p. 786, Kern) $Ar = At - \alpha A_{cp}$	$p = 1,028 atm$ $L = 11,99 pie$ $\alpha A_{cp} = 383,04 pie^2$ $Ar = 1559,19 pie^2$ $\epsilon_{gas} = 0,7$ $\frac{Ar}{\alpha * A_{cp}} = 4,07$ } $F_{tot} = 0,87$
$\frac{\sum Q}{\alpha * A_{cp} * F_{tot}} = 0,173 * \left[\left(\frac{T_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_s}{100} \right)^4 \right] + 7 * (T_g - T_s)$ $\% \acute{a}rea \ defecto = \frac{A_{real} - A_{cp}}{A_{real}} * 100$	$\frac{\sum Q}{\alpha * A_{cp} * F_{tot}} = 41\ 862,48 W/m^2$ $A_{cp} = 82,39 m^2$ $\% \acute{a}rea \ exceso = 0,106$
$A_{real} > A_{cp}$ (Puede utilizarse para las nuevas condiciones de trabajo)	

2.2.5 Análisis de los resultados obtenidos mediante el rechequeo de los equipos.

Tabla 2.33: Resumen de los resultados obtenidos en el epígrafe 2.2

EQUIPOS	RESULTADO FINAL
Intercambiador E-203A (RT)	$\acute{A}rea \ exceso = 117,04\%$

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

Intercambiador E-203 B (queroseno)	Área exceso = 60,41%
Intercambiador E-203 C (diésel)	Área exceso = 15,23%
Intercambiador E-203 D (R3)	Área exceso = 89,27%
Intercambiador E-203 E (diésel)	Área exceso = 15,45%
Intercambiador E-203 F (asfalto)	Área exceso = 7,01%
Intercambiador E-203 G (R2)	Área exceso = 81,13%
Intercambiador E-203 H (asfalto)	Área exceso = 4,78%
Condensador E-103 A (nafta)	Área exceso = 421,68%
Condensador E-103 B (nafta)	Área exceso = 193,34%
Condensador E201 A (D3)	Área exceso = 110,26%
Enfriador E-106 (nafta)	Área exceso = 20,29%
Enfriador E-104 (queroseno)	Área exceso = 0,57%
Enfriador E-105 (diésel)	Área defecto = 3,94%
Enfriador E-204 C (asfalto)	Área exceso = 8,44%
Enfriador E-204 B (R3)	Área exceso = 391,76%
Enfriador E-204 D (R2)	Área exceso = 14,83%
Enfriador E-204 A (RT)	Área exceso = 384,14%
Horno F-101	Área exceso = 0,17%
Horno F-102	Área exceso = 0,11%

Mediante el rechequeo realizado se pudo comprobar que en su mayoría los equipos pueden asimilar la nueva capacidad de producción, excepto el enfriador de diésel ya que tiene un por ciento de área en defecto de 3,94; lo que significa que el área de transferencia de calor no es la suficiente para el nuevo requerimiento operacional.

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

También hay otros como el enfriador de queroseno y los hornos que tienen un por ciento de área en exceso muy pequeños, lo que podría comprometer la operación ante variaciones operacionales que pueden ocurrir en el proceso. Es por ello que sería importante analizar la posibilidad de evaluar variantes tecnológicas que logren aumentar estos valores, lo que favorecería la eficiencia tecnológica del proceso.

• Torre de destilación al vacío T-102

Torre de destilación al vacío	
Capacidad actual de refinación	700 t/d
Capacidad de crudo reducido a procesar	624,50 t/d

Con los datos que aparecen en la tabla anterior se demuestra que la capacidad actual de refinación de la torre de destilación al vacío es un 12% superior a la capacidad que se requiere procesar, esto significa que la torre puede sin dificultad asumir la cantidad de crudo reducido saliente de la torre de destilación atmosférica. (Zaila 1998)

2.3 Tanque de lavado

El crudo pesado hace su recorrido desde la descarga hasta el tanque de lavado tk-31 mediante un mezclador en línea.

La descarga se realiza con una bomba centrífuga con un caudal de 80 m³/h, equivalente a una hora por carro tanque debido a la viscosidad del crudo.

En el mezclador en línea se comienza a realizar un tratamiento al crudo para disminuir su viscosidad donde se le adiciona solvente (30% del crudo), agua (10% del crudo), y demulsificante (1L demulsificante por 20000 L de crudo) cuyo objetivo es reagrupar las pequeñas partículas de agua que se encuentran en emulsión y poder separarlas posteriormente por decantación en los tanques de almacenamiento. En el proceso actual, esta operación no se realiza de manera eficiente, las porciones a añadir según la cantidad de crudo a descargar se mezclan en un tanque y posteriormente se adicionan al crudo sin un control de flujo, por lo que en la mayoría de las ocasiones se agota el tratamiento y el crudo no se ha terminado de descargar.

El crudo entra por la parte baja del tanque de lavado tk-31 y sale por reboso con el objetivo de disminuir las sales del crudo y churres. Este tanque tiene un volumen de 846 m³ de estos las $\frac{3}{4}$ partes son de agua lo que significaría 643 m³; por tanto, quedarían libres 243 m³; espacio suficiente para que el caudal de crudo que entra pueda salir sin contratiempos.

Capítulo 2: Análisis tecnológico de la producción de líquido asfáltico
AC-30 en la Refinería "Sergio Soto".

2.4 Tanques de almacenamiento del crudo pesado (Matanzas).

El crudo proveniente del tanque da lavado va a los tanques de almacenamiento tk-24, tk-25 y tk-32 con un volumen de 4 000, 4 000 y 5 000 m³ respectivamente. Aquí el crudo debe estar en reposo durante 3 días al terminar de llenarse cada tanque respectivamente, para que el demulsificante añadido con anterioridad rompa la emulsión del agua que trae el crudo, y al cabo de los 3 días se le comienza a realizar purgas de agua al tanque que corresponda en el fondo hasta que salga el crudo que ya estaría entonces listo para el inyector.

El inyector a la planta se realiza mediante una bomba reciprocante, con un caudal de 60 m³/h, por lo que podría asumir la nueva capacidad de producción.

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

En el desarrollo de este capítulo se abordan los aspectos correspondientes a las modificaciones tecnológicas e inversionistas necesarias en la Refinería "Sergio Soto" para poder asumir el incremento del crudo a procesar ante el aumento de la demanda de líquido asfáltico en el país.

3.1 Transporte y descarga del crudo pesado (Matanzas).

El crudo pesado (Matanzas) se transporta por vía férrea y se realiza un tratamiento previo a la refinación mientras se descarga, para disminuir su viscosidad y sales. Debido al aumento de la producción de líquido asfáltico se hace necesario hacer algunos cambios al proceso para satisfacer la demanda.

- Aumentar el número de carros tanque hasta 60 y una sola locomotora con el objetivo de que solo viaje con 20 carros, viaje que demora 10 horas, mientras otros 20 carros estarían disponibles para cargar el crudo en Matanzas y los 20 carros restantes descargarían el crudo en la Refinería "Sergio Soto", y así se completaría un ciclo cerrado donde a diario se suministrarían 1 200t ya que cada carro tanque transporta 60t y el descargue en la refinería al igual que el cargue en Matanzas demora 1h por carro tanque con las actuales bombas (80m³/h)
- Habilitar las 20 tomas de descarga de crudo en la refinería, pues se encuentran solamente 14 en uso, debido a que las restantes le faltan la instalación de las mangueras.
- Cuando inicia la descarga el crudo comienza a pasar por un mezclador en línea, donde se le añade al crudo agua, demulsificante, y solvente para disminuir su viscosidad y el número de sales, pero esto no se hace de manera eficiente, por lo que se hace necesario incluir tres bombas dosificadoras que serían las encargadas de añadir al proceso el agua(10% del crudo), el demulsificante(1L demulsificante por 20000 L de crudo) y el solvente(30% del crudo) en la cantidad exacta y en el tiempo correcto con el menor margen de error posible, con el objetivo de realizar el mezclado con mayor uniformidad y así refinar el crudo en la planta disminuyendo las incrustaciones etc, y por tanto se ahorraría tiempo en paradas imprevistas y en mantenimiento.
- Poner un nivel visual en el tanque de lavado porque el nivel del agua debe ser $\frac{3}{4}$ partes del volumen del tanque ya que el instalado se encuentra en mal estado técnico, pues el crudo entra por la parte baja del tanque y sale por reboso de este a los tanques de almacenamiento, por tanto, se necesita un área libre del tanque que actualmente no se delimita correctamente.

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

3.2 Proceso de refinación del crudo pesado (Matanzas).

En el capítulo anterior se hizo un análisis tecnológico del proceso de refinación del crudo pesado, para la obtención de líquido asfáltico (AC-30), y con el rechequeo del equipamiento, se pudo comprobar que existen equipos que no tendrán un buen funcionamiento con el aumento de la producción, estos son el enfriador de diésel y el de queroseno. Además, hay otros equipos que se pudieran aprovechar más, lo que podría mejorar la eficiencia del proceso; por tanto se realiza una redistribución de los flujos del proceso en el banco de intercambio y en los enfriadores.

3.2.1 Modificaciones en el banco de intercambiadores de calor.

Con el objetivo de aprovechar más el área de transferencia de calor en el banco de intercambio, se hace una redistribución de flujos, para lo que se propone que el asfalto luego de pasar por el intercambiador E-203H y F se hace fluir por el E-203D; el R3 que pasaba por este último pasa al E-203A donde ya se enfría hasta la temperatura de almacenamiento y además aumentando la temperatura del crudo en este intercambiador hasta 57°C ya que actualmente pasa RT y la temperatura aquí del crudo no tiene variación apreciable.

Con la propuesta que se realiza quedaría disponible el enfriador de R3, y el RT pasaría directamente al enfriador E-204A. Con la redistribución de flujos aumenta la temperatura de salida del crudo del intercambiador E-203H de 224 a 227 °C, con esto ocurre un ahorro de combustible en el horno y por tanto aumenta el por ciento de área en exceso. Esta propuesta queda de la siguiente manera:

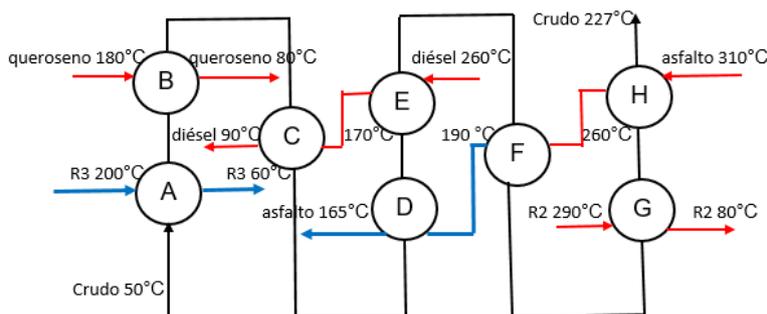


Figura 3.1: Banco de intercambiadores con las modificaciones en los flujos

3.2.1.1 Balances de energía en el banco de intercambio de calor.

Tabla3.1: Balances de energía en los intercambiadores de calor.

Equipo	Datos	Ecuaciones	Resultados
E - 203 A	Crudo: $m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $C_{pc} = 1797,4 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T_1 = 50^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{RT} * C_{pRT} * \Delta t = m_c * C_{pc} * \Delta T$	$T_2 = 57^\circ\text{C}$

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

	<p>R3: $M_{R3} = 1540,43 \text{ kg/h}$ $Cp_{R3} = 2549,8 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t1 = 200 \text{ }^\circ\text{C}$ $t2 = 60 \text{ }^\circ\text{C}$</p>	$T_2 = \frac{M_{RT} * Cp_{RT} * \Delta t}{m_c * Cp_c} + T_1$	
E - 203 B	<p>Crudo: $m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $Cp_c = 1797,4 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T2 = 57 \text{ }^\circ\text{C}$ Queroseno: $M_q = 3771,81 \text{ kg/h}$ $Cp_q = 2675,2 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t1 = 180 \text{ }^\circ\text{C}$ $t2 = 80 \text{ }^\circ\text{C}$</p>	$Q_c = Q_g$ $M_q * Cp_q * \Delta t = m_c * Cp_c * \Delta T$ $T_3 = \frac{M_q * Cp_q * \Delta t}{m_c * Cp_c} + T_2$	T3 = 71°C
E -203 C	<p>Crudo: $m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $Cp_c = 1881 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T3 = 71 \text{ }^\circ\text{C}$ Diésel: $M_d = 10183,83 \text{ kg/h}$ $Cp_d = 2424,4 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t1 = 170 \text{ }^\circ\text{C}$ $t2 = 90 \text{ }^\circ\text{C}$</p>	$Q_c = Q_g$ $M_d * Cp_d * \Delta t = m_c * Cp_c * \Delta T$ $T_4 = \frac{M_d * Cp_d * \Delta t}{m_c * Cp_c} + T_3$	T4 =96 °C
E -203 D	<p>Crudo: $m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $Cp_c = 2006,4 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T4 = 96 \text{ }^\circ\text{C}$ Asfalto: $M_{as} = 20832,28 \text{ kg/h}$ $Cp_{as} = 2403,5 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t1 = 190 \text{ }^\circ\text{C}$ $t2 = 165 \text{ }^\circ\text{C}$</p>	$Q_c = Q_g$ $M_{R3} * Cp_{R3} * \Delta t = m_c * Cp_c * \Delta T$ $T_5 = \frac{M_{R3} * Cp_{R3} * \Delta t}{m_c * Cp_c} + T_4$	T5 = 111 °C
E - 203 E	<p>Crudo: $m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $Cp_c = 2048,2 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T5 = 111 \text{ }^\circ\text{C}$ Diésel: $M_d = 10183,83 \text{ kg/h}$ $Cp_d = 2884,2 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t1 = 260 \text{ }^\circ\text{C}$ $t2 = 170 \text{ }^\circ\text{C}$</p>	$Q_c = Q_g$ $M_d * Cp_d * \Delta t = m_c * Cp_c * \Delta T$ $T_6 = \frac{M_d * Cp_d * \Delta t}{m_c * Cp_c} + T_5$	T6 = 142°C
E - 203 F	<p>Crudo: $m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $Cp_c = 2173,6 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T6 = 142 \text{ }^\circ\text{C}$ Asfalto: $M_{asf} = 20832,28 \text{ kg/h}$ $Cp_{asf} = 2591,6 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t1 = 260 \text{ }^\circ\text{C}$ $t2 = 190 \text{ }^\circ\text{C}$</p>	$Q_c = Q_g$ $M_{asf} * Cp_{asf} * \Delta t = m_c * Cp_c * \Delta T$ $T_7 = \frac{M_{asf} * Cp_{asf} * \Delta t}{m_c * Cp_c} + T_6$	T7 = 184°C
	Crudo:		

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

E -203 G	$m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $C_{p_c} = 2382,6 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T_7 = 184 \text{ }^\circ\text{C}$ R2: $M_{R2} = 2529,07 \text{ kg/h}$ $C_{p_{R2}} = 2717 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t_1 = 290 \text{ }^\circ\text{C}$ $t_2 = 80 \text{ }^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{R2} * C_{p_{R2}} * \Delta t = m_c * C_{p_c} * \Delta T$ $T_8 = \frac{M_{R2} * C_{p_{R2}} * \Delta t}{m_c * C_{p_c}} + T_7$	$T_8 = 198^\circ\text{C}$
E -203 H	Crudo: $m_c = 41666,67 \text{ kg/h}$ $C_{p_c} = 2424,4 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $T_8 = 198 \text{ }^\circ\text{C}$ Asfalto: $M_{asf} = 20832,28 \text{ kg/h}$ $C_{p_{asf}} = 2800 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$ $t_1 = 310 \text{ }^\circ\text{C}$ $t_2 = 260 \text{ }^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{asf} * C_{p_{asf}} * \Delta t = m_c * C_{p_c} * \Delta T$ $T_9 = \frac{M_{asf} * C_{p_{asf}} * \Delta t}{m_c * C_{p_c}} + T_8$	$T_9 = 227 \text{ }^\circ\text{C}$

3.2.1.2 Rechequeo de los intercambiadores de calor.

Tabla 3.2: Intercambiador E-203A (crudo y R3)

DATOS							
Tubos		Coraza		Crudo		R3	
DI (m)	0,0225	DI (m)	0,79	mc (kg/h)	41 666,67	M _{R3} (kg/h)	1540,43
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	C _{pc} (J/kg°C)	1797,4	C _{pR3} (J/kg °C)	2549,8
BWG	17	L (m)	5,75	ρ _c (kg/m ³)	950	ρ _{R3} (kg/m ³)	909
Nt	407	Deflectores	12	μ _c (kg/m*s)	0,0044	μ _{R3} (kg/m*s)	0,0039
L (m)	6			t ₁ (°C)	50	T ₁ (°C)	200
n	2			t ₂ (°C)	57	T ₂ (°C)	60
Pt (m)	0,032			kc (W/m °C)	0,115	k _{R3} (W/m °C)	0,126
Atc (m ²)	192						
Arreglo	Triangular						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{RT} * C_{p_{RT}} * (T_1 - T_2) = m_c * C_{p_c} * (t_2 - t_1)$ $\Delta t_1 = T_1 - t_2$ $\Delta t_2 = T_2 - t_1$ $MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$ $R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$	$Q = 152747,67 \text{ W}$ $\Delta t_1 = 142,65 \text{ }^\circ\text{C}$ $\Delta t_2 = 10 \text{ }^\circ\text{C}$ $MLDT = 49,91$ $S = 0,048$ $R = 19,06$ $Ft = 1$ $\Delta t = 49,91 \text{ }^\circ\text{C}$

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

$\Delta t = Ft * MLDT$	
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $v = \frac{\rho_c * a_t}{v * \rho * DI}$ $Re = \frac{\mu}{Cp_c * \mu_c}$ $Pr = \frac{Cp_c * \mu_c}{k_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$a't = 0,613 \text{ plg}^2 \text{ (Tabla 10 p. 948, Kern)}$ $a_t = 0,08 \text{ m}^2$ $v = 0,15 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Re = 733,9$ $Pr = 68$ $\left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} = 1 \text{ (porque el crudo se calienta)}$ $\epsilon = 1 \text{ (porque } L/DI > 50)$ $Nu = 25,31$
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	$hi = 130,67 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ $hio = 117,36 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$
$B = \frac{L}{\text{No. Deflectores}}$ $C' = Pt - DE$ $a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{RT} = \frac{M_{RT}}{a_s}$ $Re = \frac{De * G_{RT}}{\mu_{RT}}$ $Pr = \frac{Cp_{RT} * \mu_{RT}}{k_{RT}}$	$B = 0,48 \text{ m}$ $C' = 0,007 \text{ m}$ $a_s = 0,083 \text{ m}^2$ $G_{R3} = 4,36 \frac{\text{kg}}{\text{s m}^2}$ $Re = 20,46$ $jH = 2,5$ $De = 0,018 \text{ m}$ $Pr = 78,74$ <p>(fig. 28 p.943, Kern)</p>
$ho = \frac{jH * k_{RT}}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	$\left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14} = 1 \text{ (porque es un líquido enfriándose)}$ $ho = 68,81 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	$U_c = 43,37 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ $U_D = 15,95 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0396 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C/W}$ $Rd_{req} = 0,00158 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C/W} \text{ (T. 12 p.945)}$ $Rd_{cal} > Rd_{req} \text{ (Puede utilizarse)}$
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	$\text{Área exceso} = 24\%$

Tabla 3.3: Intercambiador E-203B (crudo y queroseno)

DATOS							
Tubos		Coraza		Crudo		Queroseno	
DI (m)	0,0225	DI (m)	0,79	mc (kg/h)	41 666,67	Mq (kg/h)	3771,81
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	Cpc (J/kg °C)	1797,4	Cpq (J/kg °C)	2 675,2
BWG	17	L (m)	5,75	pc (kg/m³)	950	pq (kg/m³)	800

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

Nt	407	Deflectores	12	μ_c (kg/m*s)	0,0043	μ_q (kg/m*s)	0,00117
L (m)	6			t1 (°C)	57	T1 (°C)	180
n	2			t2 (°C)	71	T2 (°C)	80
Pt (m)	0,032			kc (W/m °C)	0,115	kq (W/m °C)	0,128
Atc (m ²)	192						
Arreglo	Triangular						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_q * Cp_q * (T_1 - T_2) = m_c * Cp_c * (t_2 - t_1)$	Q = 280287,6 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 55,02 Ft = 0,99 $\Delta t = 54,47^\circ\text{C}$
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_c * \mu_c}{k_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$a't = 0,613$ (Tabla 10 p. 948, Kern) $a_t = 0,08 \frac{m^2}{s}$ $v = 0,15 \frac{m}{s}$ Re = 750 Pr = 66,67 Nu = 25,52
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	$hi = 131,78 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ $hio = 118,36 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_q = \frac{M_q}{a_s}$ $Re = \frac{De * G_q}{\mu_q}$ $Pr = \frac{Cp_q * \mu_q}{k_q}$	$a_s = 0,083 \frac{m^2}{s}$ $G_q = 12,65 \frac{kg}{s \text{ m}^2}$ Re = 197 $jH = 7$ $De = 0,018 \text{ m}$ $Pr = 24,44$ } (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k_q}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	$ho = 132,26 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	$U_c = 62,46 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ $U_D = 26,82 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0212 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C/W}$ $Rd_{req} = 0,00042 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C/W}$ (T. 12 p.945) $Rd_{cal} > Rd_{req}$ (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 49,33%

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

Tabla 3.4: Intercambiador E-203C (crudo y diésel)

DATOS							
Tubos		Coraza		Crudo		Diésel	
DI (m)	0,0229	DI (m)	0,912	mc (kg/h)	41 666,67	Md (kg/h)	10183,83
DE (m)	0,0254	DE (m)	0,924	Cpc (J/kg °C)	1881	Cpd (J/kg °C)	2424,4
BWG	18	L (m)	4,63	pc (kg/m ³)	950	pd (kg/m ³)	890
Nt	396	Deflectores	12	μc (kg/m*s)	0,00401	μd (kg/m*s)	0,00179
L (m)	4,9			t1 (°C)	71	T1 (°C)	170
n	8			t2 (°C)	96	T2 (°C)	90
Pt (m)	0,026			kd (W/m °C)	0,114	kd (W/m °C)	0,124
Atc (m ²)	155						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_d * C_{pd} * (T_1 - T_2) = m_c * C_{pc} * (t_2 - t_1)$	Q = 548659 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 40,59 Ft = 0,96 Δt = 38,97 °C
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{C_{pc} * \mu_c}{k_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	a't = 0,639 (Tabla 10 p. 948, Kern) $a_t = 0,02 \frac{m^2}{s}$ $v = 0,59 \frac{m}{s}$ Re = 3 240 Pr = 66,06 Nu = 81,90
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	hi = 408,17 W/m ² °C hio = 368,17 W/m ² °C
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_d = \frac{M_d}{a_s}$ $Re = \frac{De * G_d}{\mu_d}$ $Pr = \frac{C_{pd} * \mu_d}{k_d}$	$a_s = 0,0081 \frac{m^2}{s}$ $G_d = 348,36 \frac{kg}{s m^2}$ Re = 4 893,8 jH = 35 De = 0,025 m } (fig. 28 p.943, Kern) Pr = 66,06
$ho = \frac{jH * k_d}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 526,60 W/m ² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	Uc = 216,68 W/m ² °C U _D = 90,93 W/m ² °C

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0063 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}$ $Rd_{req} = 0,00035 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W} \text{ (T. 12 p.945)}$ $Rd_{cal} > Rd_{req} \text{ (Puede utilizarse)}$
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	$\text{Área exceso} = 17,12\%$

Tabla 3.5: Intercambiador E-203D (crudo y asfalto)

DATOS							
Tubos		Coraza		Crudo		Asfalto	
DI (m)	0,0225	DI (m)	0,79	mc (kg/h)	41666,67	M _{as} (kg/h)	20832,28
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	Cpc (J/kg °C)	2006,4	Cpas (J/kg °C)	2403,5
BWG	17	L (m)	5,75	pc (kg/m ³)	950	pas (kg/m ³)	909
Nt	407	Deflectores	12	μc (kg/m*s)	0,00395	μas (kg/m*s)	0,0037
L (m)	6			t1 (°C)	96	T1 (°C)	190
n	2			t2 (°C)	111	T2 (°C)	165
Pt (m)	0,032			k _c (W/m °C)	0,117	k _{as} (W/m °C)	0,115
Atc (m ²)	192						
Arreglo	Triangular						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{R3} * Cp_{R3} * (T_1 - T_2) = m_c * Cp_c * (t_2 - t_1)$	$Q = 347711,021 \text{ W}$
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	$MLDT = 73,88$ $Ft = 1$ $\Delta t = 73,88 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_c * \mu_c}{k_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$a't = 0,613 \text{ (Tabla 10 p. 948, Kern)}$ $a_t = 0,080 \text{ m}^2$ $v = 0,151 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Re = 817,52$ $Pr = 67,36$ $Nu = 27,44$
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	$hi = 143,78 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $hio = 129,14 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{R3} = \frac{M_{R3}}{a_s}$ $Re = \frac{De * G_{R3}}{\mu_{R3}}$	$a_s = 0,082 \text{ m}^2$ $G_{as} = 5,16 \frac{\text{kg}}{\text{s m}^2}$ $Re = 25,54$ $jH = 2,7$ $De = 0,0183 \text{ m}$ $Pr = 82,91$

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

$Pr = \frac{Cp_{R3} * \mu_{R3}}{k_{R3}}$	
$ho = \frac{jH * k_{R3}}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 64,21 W/m ² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	Uc = 42,89 W/m ² °C U _D = 24,53 W/m ² °C
$Rd_{cal} = \frac{Uc - U_D}{Uc * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0174 \text{ m}^2 \text{ °C/W}$ $Rd_{req} = 0,00035 \text{ m}^2 \text{ °C/W}$ (T. 12 p.945) $Rd_{cal} > Rd_{req}$ (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 48,52%

Tabla 3.6: Intercambiador E-203 E (crudo y diésel)

DATOS							
Tubos		Coraza		Crudo		Diésel	
DI (m)	0,0225	DI (m)	0,79	mc (kg/h)	41666,67	M _d (kg/h)	10183,83
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	Cpc (J/kg °C)	2048,2	Cpd (J/kg °C)	2884,2
BWG	17	L (m)	5,75	pc (kg/m ³)	950	pd (kg/m ³)	890
Nt	407	Deflectores	12	μc (kg/m*s)	0,00393	μd (kg/m*s)	0,00179
L (m)	6			t1 (°C)	111	T1 (°C)	260
n	2			t2 (°C)	142	T2 (°C)	170
Pt (m)	0,032			kc (W/m °C)	0,110	kd (W/m °C)	0,115
Atc (m ²)	192						
Arreglo	Triangular						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_d * Cp_d * (T_1 - T_2) = m_c * Cp_c * (t_2 - t_1)$	Q = 734305,36 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 85,13 Ft = 0,98 Δt = 83,43 °C
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_c * \mu_c}{k_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	a't = 0,613 (Tabla 10 p. 948, Kern) a _t = 0,080 m ² v = 0,151 $\frac{m}{s}$ Re = 821 Pr = 72,70 Nu = 28,47
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$	hi = 140,40 W/m ² °C

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

$h_{io} = h_i * \frac{DI}{DE}$	$h_{io} = 126,10 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_d = \frac{M_d}{a_s}$ $Re = \frac{De * G_d}{\mu_d}$ $Pr = \frac{Cp_d * \mu_d}{k_d}$	$a_s = 0,083 \text{ m}^2$ $G_d = 34,16 \frac{\text{kg}}{\text{s m}^2}$ $Re = 349$ $jH = 10$ $De = 0,0183 \text{ m}$ $Pr = 44,87$ } (fig. 28 p.943, Kern)
$h_o = \frac{jH * k_d}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	$h_o = 207,90 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	$U_c = 78,49 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $U_D = 45,88 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = R_{di} + R_{do}$	$Rd_{cal} = 0,0090 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$ $Rd_{req} = 0,00035 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$ (T. 12 p.945) $Rd_{cal} > Rd_{req}$ (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 24,71%

Tabla 3.7: Intercambiador E-203F (crudo y asfalto)

DATOS							
Tubos		Coraza		Crudo		Asfalto	
DI (m)	0,0166	DI (m)	0,576	mc (kg/h)	41 666,67	Masf (kg/h)	20832,28
DE (m)	0,0191	DE (m)	0,588	Cpc (J/kg °C)	2173	Cpasf (J/kg °C)	2591,6
BWG	18	L (m)	4,69	pc (kg/m³)	950	pasf (kg/m³)	1000
Nt	351	Deflectores	38	μc (kg/m*s)	0,00392	μasf (kg/m*s)	0,425
L (m)	4,88			t1 (°C)	142	T1 (°C)	260
n	4			t2 (°C)	184	T2 (°C)	190
Pt (m)	0,0238			kc (W/m °C)	0,112	kasf (W/m °C)	0,100
Atc (m²)	192						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{asf} * Cp_{asf} * (T_1 - T_2)$ $= m_c * Cp_c * (t_2 - t_1)$	$Q = 1049784,93 \text{ W}$
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	$MLDT = 61,08$ $Ft = 0,975$ $\Delta t = 59,55 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$	$a't = 0,334$ (Tabla 10 p. 948, Kern)

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

$Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_c * \mu_c}{k_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$a_t = 0,018 \text{ m}^2$ $v = 0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Re = 2586$ $Pr = 75,77$ $Nu = 72,52$
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	$hi = 492,48 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $hio = 428,13 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{asf} = \frac{M_{asf}}{a_s}$ $Re = \frac{De * G_{asf}}{\mu_{asf}}$ $Pr = \frac{Cp_{asf} * \mu_{asf}}{k_{asf}}$	$a_s = 0,0142 \text{ m}^2$ $G_{asf} = 407,85 \frac{\text{kg}}{\text{s m}^2}$ $Re = 23,15$ $jH = 2,57$ $De = 0,0241 \text{ m}$ $Pr = 10976,9$ } (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k_{asf}}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	$ho = 220,88 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	$U_c = 145,70 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $U_D = 91,90 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,004018 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$ $Rd_{req} = 0,00035 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$ (T. 12 p.945) $Rd_{cal} > Rd_{req}$ (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	$\text{Área exceso} = 10,41\%$

Tabla 3.8: Intercambiador E-203G (crudo y R2)

DATOS							
Tubos		Coraza		Crudo		R2	
DI (m)	0,0225	DI (m)	0,79	mc (kg/h)	41 666,67	MR2 (kg/h)	2529,07
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	Cpc (J/kg °C)	2382,6	CpR2 (J/kg °C)	2717
BWG	17	L (m)	5,75	pc (kg/m³)	950	pR2 (kg/m³)	975
Nt	407	Deflectores	12	μc (kg/m*s)	0,00391	μR2 (kg/m*s)	0,042
L (m)	6			t1 (°C)	184	T1 (°C)	290
n	2			t2 (°C)	198	T2 (°C)	80
Pt (m)	0,032			k _c (W/m °C)	0,108	k _{R2} (W/m °C)	0,100
Atc (m²)	192						
Arreglo	Triangular						

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{R2} * Cp_{R2} * (T_1 - T_2) = m_c * Cp_c * (t_2 - t_1)$	Q = 400836,373 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 97,61 Ft = 0,99 Δt = 96,63 °C
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_c * \mu_c}{k_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	a't = 0,613 (Tabla 10 p. 948, Kern) a _t = 0,0805 m ² v = 0,151 $\frac{m}{s}$ Re = 825 Pr = 85,47 Nu = 30,65
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	hi = 148,78 W/m ² °C hio = 133,62 W/m ² °C
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{R2} = \frac{M_{R2}}{a_s}$ $Re = \frac{De * G_{R2}}{\mu_{R2}}$ $Pr = \frac{Cp_{R2} * \mu_{R2}}{k_{R2}}$	a _s = 0,0828 m ² G _{R2} = 8,48 $\frac{kg}{s m^2}$ Re = 3,69 jH = 1,9 De = 0,0183 m } (fig. 28 p.943, Kern) Pr = 1137,27
$ho = \frac{jH * k_{R2}}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 101,19 W/m ² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	U _c = 57,58 W/m ² °C U _D = 21,62 W/m ² °C
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	Rd _{cal} = 0,0288 m ² °C/W Rd _{req} = 0,00035 m ² °C/W (T. 12 p.945) Rd_{cal} > Rd_{req} (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 81 %

Tabla 3.9: Intercambiador E-203H (crudo y asfalto)

DATOS							
Tubos		Coraza		Crudo		Asfalto	
DI (m)	0,0225	DI (m)	0,79	mc (kg/h)	41 666,67	M _{asf} (kg/h)	20832,28
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	Cpc (J/kg °C)	2424,4	Cpasf (J/kg °C)	2800,6
BWG	17	L (m)	5,75	pc (kg/m ³)	950	pasf (kg/m ³)	1000
Nt	407	Deflectores	12	μc (kg/m*s)	0,0039	μasf (kg/m*s)	0,425
L (m)	6			t1 (°C)	198	T1 (°C)	310

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

n	2			t2 (°C)	227	T2 (°C)	260
Pt (m)	0,032			kc (W/m°C)	0,106	kasf (W/m°C)	0,096
Atc (m ²)	192						
Arreglo	Triangular						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{asf} * Cp_{asf} * (T_1 - T_2) = m_c * Cp_c * (t_2 - t_1)$	Q = 810317,857 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 71,81 Ft = 0,98 $\Delta t = 70,37 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_c * \mu_c}{k_c}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	a't = 0,515 (Tabla 10 p. 948, Kern) $a_t = 0,067 \text{ m}^2$ $v = 0,180 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ Re = 985 Pr = 86,75 Nu = 35,53
$hi = \frac{Nu * k_c}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	hi = 172,47 W/m ² °C hio = 154,90 W/m ² °C
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{asf} = \frac{M_{asf}}{a_s}$ $Pr = \frac{Cp_{asf} * \mu_{asf}}{k_{asf}}$	$a_s = 0,083 \text{ m}^2$ $G_{asf} = 69,88 \frac{\text{kg}}{\text{s m}^2}$ jH = 1,9 De = 0,0183 m Pr = 12285,8 } (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k_{asf}}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 215,99 W/m ² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	Uc = 90,21 W/m ² °C UD = 60,03 W/m ² °C
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0055 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}$ $Rd_{req} = 0,00049 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}$ (T. 12 p.945) $Rd_{cal} > Rd_{req}$ (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 10,30%

3.2.2 Modificaciones tecnológicas en la sección de enfriamiento.

Después de disminuir la temperatura de los destilados en el banco de intercambio estos pasan a enfriarse hasta la temperatura de almacenamiento en los enfriadores. En esta sección de las plantas de destilación atmosférica y al vacío, con el análisis tecnológico

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

realizado en el capítulo anterior, se pudo comprobar que el enfriador de diésel no cumple con el área de transferencia de calor, y el de queroseno queda muy ajustado, por lo que su uso estaría comprometido, por consiguiente, se propone hacer una redistribución de flujos en esta sección, donde el diésel fluya por el enfriador E-204B por el que actualmente circula el R3, ya que este tiene mayor área de transferencia de calor. Debe hacerse notar que el R3 de acuerdo a la modificación propuesta en el epígrafe 3.2.1 se enfrió hasta la temperatura de almacenamiento en el intercambiador E-203A.

Por otro lado, se propone que RT pase directamente al enfriador E-204A con el objetivo de aprovechar más el área de transferencia de calor para luego ser enviado a la torre de destilación al vacío. El queroseno sigue fluyendo a través del enfriador E-104, pero posteriormente conectado en serie por el E-105. También el enfriador E-204C de asfalto aumenta su por ciento de área en exceso, ya que con la redistribución en el banco de intercambio de calor sale a una temperatura más baja del E-203D, lo que favorece la operación en este enfriador.

3.2.2.1 Rechequeo de los enfriadores

Tabla 3.10: Enfriador E-104 (agua y queroseno)

DATOS							
Tubos		Coraza		Agua		Queroseno	
DI (m)	0,023	DI (m)	0,516	ma (kg/h)	1439,27	M _{quero} (kg/h)	3771,81
DE (m)	0,025	DE (m)	0,53	C _{pa} (J/kg °C)	4 190	C _{pq} (J/kg °C)	2131,8
BWG	18	L (m)	2,72	ρ _a (kg/m ³)	999	ρ _q (kg/m ³)	779
Nt	136	Deflectores	8	μ _a (kg/m*s)	0,00095	μ _q (kg/m*s)	0,00115
L (m)	3			t ₁ (°C)	25	T ₁ (°C)	80
n	2			t ₂ (°C)	35	T ₂ (°C)	65
Pt (m)	0,032			k _a (W / m °C)	0,605	k _q (W / m °C)	0,134
Atc (m ²)	32,04						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_q * C_{p_q} * (T_1 - T_2) = m_a * C_{p_a} * (t_2 - t_1)$	Q = 16751,56 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 42,45 °C Ft = 0,96 Δt = 40,75 °C
$a_t = \frac{Nt * a' t}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{C_{p_a} * \mu_a}{k_a}$	a' t = 0,639 plg ² (Tabla 10 p. 948, Kern) a _t = 0,0280 m ² v = 0,0142 $\frac{m}{s}$ Re = 343 Pr = 6,574 Nu = 5,04

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

$Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	
$hi = \frac{Nu * k_a}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	hi = 133,39 W/m ² °C hio = 122,25 W/m ² °C
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_q = \frac{M_q}{a_s}$ $Pr = \frac{Cp_q * \mu_q}{k_q}$	$a_s = 0,0384 \text{ m}^2$ $G_q = 30,38 \frac{\text{kg}}{\text{s m}^2}$ jH = 13 De = 0,0251 m Pr = 18,16 } (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k_q}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 170,55 W /m ² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	Uc = 71,20 W/m ² °C U _D = 12,82 W/m ² °C
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0639 \text{ m}^2 \text{ °C/W}$ $Rd_{req} = 0,000704 \text{ m}^2 \text{ °C/W}$ (T. 12 p.945) $Rd_{cal} > Rd_{req}$ (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 89,74%

Tabla 3.11: Enfriador E-105 (agua y queroseno)

DATOS							
Tubos		Coraza		Agua		Queroseno	
DI (m)	0,023	DI (m)	0,516	ma (kg/h)	1439,27	Mq _i (kg/h)	3771,81
DE (m)	0,025	DE (m)	0,53	Cpa (J/kg °C)	4 190	Cpq (J/kg °C)	2173,6
BWG	18	L (m)	2,72	ρa (kg/m ³)	999	ρq (kg/m ³)	779
Nt	136	Deflectores	8	μa (kg/m*s)	0,00095	μq (kg/m*s)	0,00178
L (m)	3			t1 (°C)	35	T1 (°C)	65
n	2			t2 (°C)	45	T2 (°C)	45
Pt (m)	0,032			ka (W/m °C)	0,605	kq (W/m °C)	0,134
Atc (m ²)	32,04						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_d * Cp_d * (T_1 - T_2) = m_a * Cp_a * (t_2 - t_1)$	Q = 16751,56 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$	MLDT = 14,42 °C
$\Delta t = Ft * MLDT$	Ft = 0,96 Δt = 13,84 °C
$a_t = \frac{Nt * a' t}{144 * n}$	a' t = 0,639 plg ² (Tabla 10 p. 948, Kern) a _t = 0,0280 m ²

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

$Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_a * \mu_a}{k_a}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$v = 0,0142 \frac{m}{s}$ $Re = 343,9$ $Pr = 6,57$ $Nu = 5,04$
$hi = \frac{Nu * k_a}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	$hi = 133,39 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $hio = 122,25 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_d = \frac{M_d}{a_s}$ $Pr = \frac{Cp_d * \mu_d}{k_d}$	$a_s = 0,0384 \text{ m}^2$ $G_q = 73,71 \frac{kg}{s \text{ m}^2}$ $\left. \begin{array}{l} jH = 16 \\ De = 0,0251 \text{ m} \\ Pr = 28,67 \end{array} \right\} \text{ (fig. 28 p.943, Kern)}$
$ho = \frac{jH * k_d}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	$ho = 244,39 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	$U_c = 81,48 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $U_D = 37,75 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0142 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$ $Rd_{req} = 0,000704 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W} \text{ (T. 12 p.945)}$ $Rd_{cal} > Rd_{req} \text{ (Puede utilizarse)}$
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	$\text{Área exceso} = 19,19\%$

Tabla 3.12: Enfriador E-204C (agua y asfalto)

DATOS							
Tubos		Coraza		Agua		Asfalto	
DI (m)	0,023	DI (m)	0,516	ma (kg/h)	20574,73	M _{as} (kg/h)	20832,28
DE (m)	0,025	DE (m)	0,63	C _{pa} (J/kg °C)	4 190	C _{pas} (J/kg °C)	2299
BWG	18	L (m)	5,72	ρ _a (kg/m ³)	999	ρ _{as} (kg/m ³)	1000
Nt	204	Deflectores	16	μ _a (kg/m*s)	0,00095	μ _{as} (kg/m*s)	0,425
L (m)	6			t ₁ (°C)	25	T ₁ (°C)	165
n	2			t ₂ (°C)	50	T ₂ (°C)	120
Pt (m)	0,032			k _a (W/m °C)	0,605	k _{as} (W/m °C)	0,1055
Atc (m ²)	96,132						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{as} * Cp_{as} * (T_1 - T_2) = m_a * Cp_a * (t_2 - t_1)$	$Q = 598667,67 \text{ W}$

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	$MLDT = 109,92 \text{ }^\circ\text{C}$ $Ft = 0,99$ $\Delta t = 108,82 \text{ }^\circ\text{C}$
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_a * \mu_a}{k_a}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	$a't = 0,639 \text{ plg}^2$ (Tabla 10 p. 948, Kern) $a_t = 0,042 \text{ m}^2$ $v = 0,136 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Re = 3277,88$ $Pr = 6,574$ $Nu = 30,64$
$hi = \frac{Nu * k_a}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	$hi = 809,90 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$ $hio = 742,22 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{as} = \frac{M_d}{a_s}$ $Pr = \frac{Cp_d * \mu_d}{k_d}$	$a_s = 0,040 \text{ m}^2$ $G_{as} = 143,40 \frac{\text{kg}}{\text{s m}^2}$ $jH = 1,9$ $De = 0,0251 \text{ m}$ $Pr = 9258,74$ } (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	$ho = 155,71 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	$U_c = 128,71 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$ $U_D = 57,22 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0097 \text{ m}^2\text{ }^\circ\text{C/W}$ $Rd_{req} = 0,000704 \text{ m}^2\text{ }^\circ\text{C/W}$ (T. 12 p.945) $Rd_{cal} > Rd_{req}$ (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 12,78%

Tabla 3.13: Enfriador E-204B (agua y diésel)

DATOS							
Tubos		Coraza		Agua		Diésel	
DI (m)	0,023	DI (m)	0,516	ma (kg/h)	8127,62	M _d (kg/h)	10183,83
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	Cp _a (J/kg °C)	4190	Cp _d (J/kg °C)	2090
BWG	18	L (m)	5,75	ρ _a (kg/m ³)	999	ρ _d (kg/m ³)	747
Nt	407	Deflectores	12	μ _a (kg/m*s)	0,00095	μ _d (kg/m*s)	0,00178
L (m)	6			t1 (°C)	25	T1 (°C)	90
n	2			t2 (°C)	50	T2 (°C)	50
Pt (m)	0,032			ka (W/m °C)	0,605	k _d (W/m °C)	0,129

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

Atc (m ²)	191,8						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{R3} * Cp_{R3} * (T_1 - T_2) = m_a * Cp_a * (t_2 - t_1)$	Q = 236491,26 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 31,91 °C Ft = 0,97 $\Delta t = 30,95$ °C
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_a * \mu_a}{k_a}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	a't = 0,639 plg ² (Tabla 10 p. 948, Kern) $a_t = 0,0838$ m ² $v = 0,0269$ $\frac{m}{s}$ Re = 649 Pr = 6,574 Nu = 8,38
$hi = \frac{Nu * k_a}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	hi = 221,69 W/m ² °C hio = 203,17 W/m ² °C
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{R3} = \frac{M_d}{a_s}$ $Pr = \frac{Cp_d * \mu_d}{k_d}$	$a_s = 0,054$ m ² $G_d = 7,91$ $\frac{kg}{s m^2}$ jH = 5,5 De = 0,0251 m Pr = 28,67 } (fig. 28 p.943, Kern)
$ho = \frac{jH * k_d}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 80,77 W /m ² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	Uc = 57,79 W/m ² °C UD = 39,82 W/m ² °C
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	$Rd_{cal} = 0,0078$ m ² °C/W $Rd_{req} = 0,000704$ m ² °C/W (T. 12 p.945) Rd_{cal} > Rd_{req} (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 10,08%

Tabla 3.14: Enfriador E-204A (agua y RT)

DATOS							
Tubos		Coraza		Agua		RT	
DI (m)	0,023	DI (m)	0,516	ma (kg/h)	1598,22	M _{RT} (kg/h)	1540,43
DE (m)	0,025	DE (m)	0,8	Cpa (J/kg °C)	4 190	Cp _{RT} (J/kg °C)	2173,6

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

BWG	18	L (m)	5,75	pa (kg/m ³)	999	ρRT (kg/m ³)	887,2
Nt	204	Deflectores	12	μa (kg/m*s)	0,00095	μRT (kg/m*s)	0,0039
L (m)	6			t1 (°C)	25	T1 (°C)	110
n	2			t2 (°C)	50	T2 (°C)	60
Pt (m)	0,032			ka (W/m °C)	0,605	kRT (W/m °C)	0,129
Atc (m ²)	96,132						
Arreglo	Cuadrado						

ECUACIONES	RESULTADOS
$Q = M_{RT} * Cp_{RT} * (T_1 - T_2) = m_a * Cp_a * (t_2 - t_1)$	Q = 46503,97 W
$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$ $\Delta t = Ft * MLDT$	MLDT = 46,38 °C Ft = 0,97 Δt = 44,99 °C
$a_t = \frac{Nt * a't}{144 * n}$ $Re = \frac{v * \rho * DI}{\mu}$ $Pr = \frac{Cp_a * \mu_a}{k_a}$ $Nu = 0,021 * Re^{0,8} * Pr^{0,43} * \left(\frac{Pr_t}{Pr_p}\right)^{0,25} * \epsilon$	a't = 0,639 plg ² (Tabla 10 p. 948, Kern) a _t = 0,042 m ² v = 0,0105 $\frac{m}{s}$ Re = 254,6 Pr = 6,574 Nu = 3,96
$hi = \frac{Nu * k_a}{DI}$ $hio = hi * \frac{DI}{DE}$	hi = 104,87 W/m ² °C hio = 96,11 W/m ² °C
$a_s = \frac{DI * C' * B}{Pt}$ $G_{RT} = \frac{M_d}{a_s}$ $Pr = \frac{Cp_d * \mu_d}{k_d}$	a _s = 0,054 m ² G _{RT} = 12,98 $\frac{kg}{s m^2}$ jH = 5 De = 0,0251 m } (fig. 28 p.943, Kern) Pr = 65,33
$ho = \frac{jH * k}{De} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0,14}$	ho = 96,63 W /m ² °C
$U_c = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_D = \frac{Q}{Atc * \Delta t}$	U _c = 48,18 W/m ² °C U _D = 10,75 W/m ² °C
$Rd_{cal} = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D}$ $Rd_{req} = Rdi + Rdo$	Rd _{cal} = 0,0722 m ² °C/W Rd _{req} = 0,000704 m ² °C/W (T. 12 p.945) Rd_{cal} > Rd_{req} (Puede utilizarse)
$\% \text{área exceso} = \frac{Rd_{cal} - Rd_{req}}{Rd_{req}} * 100$	Área exceso = 101,59%

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

3.2.3 Rechequeo de los hornos

Con las modificaciones realizadas en el banco de intercambio de calor, la temperatura del crudo pesado a la salida de estos y antes de entrar al horno F-101, aumentó desde 224 hasta 227°C, producto de esta variación, el valor de la entalpía del crudo tuvo un ligero aumento, y por tanto la masa de combustible determinada por los cálculos correspondientes, y comparada con el valor explícito, antes de realizar la redistribución de fluidos por los intercambiadores, se puede apreciar que disminuye, por lo que existe un ahorro de combustible en el horno. Además, el por ciento de área en exceso aumentó en 0,04 comparado con el anterior.

Tabla 3.15: Consumo de combustible en el horno F-101

Datos			
	VCS (Kcal/kg)	9756	
Mc (t/d)	1000	41666,66	kg/h
Entrada		Salida	
Tc (C)	227	Tc (C)	320
pc (kg/L)	0,95	pc (kg/L)	0,91
Hc (Kcal/kg)	136,20	HI (Kcal/kg)	180,67
		Hv (Kcal/kg)	255,72
T.chimenea (C)	465	10 % de aire en exceso	
Color aprovechado(Kcal/kg)	7727,38	f(Tchim, % de aire en exceso)	
eficiencia del quemador	0,95	η	0,79

Mc = 41 666067 kg/h / 0,95 kg/L	
Mc (L/h)	43859,64912
Rendimientos de los destilados	
Nafta	4,17
Queroseno	8,70
Diésel	24,08
Pérdidas	0,30
$X=(N+Q+D+P)/C$	$Y=1-X$
X	0,373
Y	0,628

$Q_{abs} = Mc * (H_{sl} * X + H_{sv} * Y - H_{ec})$	
Qabs (Kcal/h)	3815338,58

$Q_c = VCS * ef \text{ del quemador}$

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

Qc (Kcal/kg)	9268,2
--------------	--------

$\eta = Q_{abs} / (Q_c * M_{fuel})$	
$M_{fuel} = Q_{abs} / (Q_c * \eta)$	
Mfuel (kg/h)	519,72

Tabla 3.16: Horno F-101 (destilación atmosférica)

DATOS							
Tubos		Temperaturas		Horno		Combustible (fuel)	
Nt	128	Tg (°R)	1661,67	Ancho (pie)	13,65	VCN (kcal/kg)	9 756
DE (plg)	2,5	Ts (°R)	1067,67	Altura (pie)	22,41	Mcomb (kg/h)	519,72
DI (plg)	2,185	Pgas (atm)	1	Longitud (pie)	19,03		
L (pie)	20,87			At (pie ²)	1980,47		
Pt (plg)	3,2			η (%)	75		

ECUACIONES	RESULTADOS
$A_{real} = a't * Nt * L$	$a't = 0,622 \frac{pie^2}{pie}$ $A_{real} = 154,42 m^2$
$Q_f = VCN * M_{comb}$ $\eta = \frac{\sum Q}{Q_f} * 100$	$Q_f = 5 896 963,21 W$ $\sum Q = 4 422 722,4 W$
$\alpha = fc \left(\frac{Pt}{do} \right)$	$\frac{Pt}{do} = 1,28$ $\alpha = 0,9$ (Fig. 19.11 pág. 783, Kern)
$F_{tot} = fc \left(\frac{Ar}{\alpha * A_{cp}} ; \epsilon_{gas} \right)$ $\epsilon_{gas} = fc (p * L ; T_g)$ $p = X_{CO_2} * P + X_{H_2O} * P$ $L = \frac{2}{3} * (Vol. horno)^{1/3}$ (T. 19.1 p. 786, Kern) $Ar = At - \alpha A_{cp}$	$p = 1,028 atm$ $L = 11,99 pie$ $\alpha A_{cp} = 641,13 pie^2$ $Ar = 1 339,34 pie^2$ $\left. \begin{matrix} \epsilon_{gas} = 0,7 \\ \frac{Ar}{\alpha * A_{cp}} = 2,09 \end{matrix} \right\} F_{tot} = 0,84$
$\frac{\sum Q}{\alpha * A_{cp} * F_{tot}} = 0,173 * \left[\left(\frac{T_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_s}{100} \right)^4 \right] + 7 * (T_g - T_s)$ $\% \text{área defecto} = \frac{A_{real} - A_{cp}}{A_{real}} * 100$	$\frac{\sum Q}{\alpha * A_{cp} * F_{tot}} = 47 575,32 W/m^2$ $A_{cp} = 126,70 m^2$ $\% \text{área exceso} = 0,2037$
$A_{real} > A_{cp}$ (Puede utilizarse para las nuevas condiciones de trabajo)	

3.2.4 Análisis de los resultados obtenidos con las modificaciones propuestas.

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería “Sergio Soto” para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

Tabla 3.17: Resumen de los resultados obtenidos en el epígrafe 3.2

EQUIPOS	RESULTADO FINAL
Intercambiador E-203A (R3)	Área exceso = 24%
Intercambiador E-203 B (queroseno)	Área exceso = 49,33%
Intercambiador E-203 C (diésel)	Área exceso = 17,12%
Intercambiador E-203 D (asfalto)	Área exceso = 48,52%
Intercambiador E-203 E (diésel)	Área exceso = 24,71%
Intercambiador E-203 F (asfalto)	Área exceso =10,41%
Intercambiador E-203 G (R2)	Área exceso =81 %
Intercambiador E-203 H (asfalto)	Área exceso = 10,30%
Enfriador E-104 (queroseno)	Área exceso =89,74%
Enfriador E-105 (queroseno)	Área exceso =19,19%
Enfriador E-204 C (asfalto)	Área exceso =12,78%
Enfriador E-204 B (diésel)	Área exceso =10,08%
Enfriador E-204 A (RT)	Área exceso =101,59%
Horno F-101	Área exceso =0,21%

Mediante las modificaciones tecnológicas propuestas y con los resultados obtenidos en el chequeo de los equipos para esta nueva opción se garantizó la eficiencia del proceso para el aumento de la producción y el ahorro en inversiones de muy alto costo como la compra e instalación de los equipos que no contaban con un área de transferencia de calor suficiente para lograr un buen funcionamiento con el nuevo requerimiento operacional.

3.3 Análisis económico de las modificaciones tecnológicas propuestas.

Para lograr el aumento de la capacidad de producción esperada en la Refinería “Sergio Soto” de Cabaiguán, se debe realizar en la planta algunos cambios que aumenten su rendimiento, eficiencia y garanticen un producto que sea competitivo en el mercado nacional dadas las

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería " Sergio Soto " para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

oportunidades que brinda la alta demanda existente. Estas modificaciones estarán sujetas a una inversión parcial en la planta de destilación atmosférica y al vacío como se describió en el epígrafe 3.2.

3.3.1 Inversión.

Las ecuaciones utilizadas se encuentran en (autores 1991)

CI = MD + MOD + CIF CI: Costo de inversión MOD: Mano de obra directa

MD: Material directo CIF: Costo indirecto de fabricación

Tabla 3.1: Costo de inversión para las modificaciones

Material Directo	Cantidad	U/M	Precio M.N	Precio U.S.D	Precio total
Tomas de descarga	6	u	300,00		1800,00
Bomba dosificadora (agua)	1	u		1888,10	1888,10
Bomba dosificadora (demulsificante)	1	u		1888,10	1888,10
Bomba dosificadora (solvente)	1	u		75234,00	75234,00
Nivel visual TK-31	1	u	200,00		200,00
TUBO PARA INTERCAMBIADORES ASTM A-179 Ø20 x 2,5x 4880	7	t		3297,91	23085,37
TUBO PARA INTERCAMBIADORES ASTM A-179 Ø25 x 2,5x 6000	9	t		3510,00	31590,00
Tuberías y accesorios		u			10000,00
Total					\$ 159301,39

Mano de Obra Directa	\$ 98768,75
-----------------------------	--------------------

Tabla3.2: Costo Indirecto de Fabricación

	U/M	Consumo	Precio unitario	Precio total
Electricidad	MWh	160	0,082	13,12
Agua	m ³	100	0,0001	0,01
Oxígeno	m ³	200	4,30	860,00

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

Pintura	L	200	2,88	576,00
Acetileno	m ³	150	5,60	840,00
Cemento P-350	t	2	80,20	160,40
Total				\$ 2449,53

CI = MD + MOD + CIF	
CI (MT)	\$ 260519,67

3.3.2 Costo Total de Producción.

Las ecuaciones utilizadas se encuentran (autores 1991)

$$CTP = CF + GG$$

CTP → COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN

$$CF = CD + Cfijo + CI$$

CF → COSTO DE FABRICACIÓN

$$CD = MP + MO + MTTO + RQ + LB + SV$$

GG → GASTOS GENERALES

SV → SUPERVISIÓN

CD → COSTO DIRECTO

Cfijo → COSTO FIJO

CI → COSTO INDIRECTO

MP → MATERIA PRIMA

MO → MANO DE OBRA

MTTO → MANTENIMIENTO

RQ → REQUERIMIENTOS

LB → LABORATORIO

Tabla 3.3: Materias Primas

Materias	UM	Precio de Compras	UM	Indice de Consumo	UM	Costos
Sosa sólida	\$/t	194,14	t/tc	0,0003876	\$/tc	0,07524866
Demulsificante	\$/t	1,08	t/tc	0,00005	\$/tc	0,000054
Carbonato de sodio	\$/t	55,03	t/tc	0,00498	\$/tc	0,2740494
Hidrato de cal	\$/t	83,76	t/tc	0,0002884	\$/tc	0,02415638
Sal común	\$/t	129,53	t/tc	0,0005	\$/tc	0,064765
Inhibidor de corrosión	\$/t	1,89	t/tc	0,000061	\$/tc	0,00011529
crudo	\$/t	194,10	t/tc	1,00	\$/tc	194,31
MP (\$/tc)						194,74

Tabla 3.4: Mano de Obra

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

Ocupación	No.	UM	Salario	Total
Director	1	\$/m	785,50	785,50
Tecnólogo	4	\$/m	500,50	2002,00
Especialista de laboratorio	1	\$/m	465,74	465,74
Técnico analítico de laboratorio	1	\$/m	440,86	440,86
Técnico de análisis de laboratorio	8	\$/m	440,86	3526,88
Jefe de turno	5	\$/m	506,11	2530,55
Operadores de proceso A	4	\$/m	426,11	1704,44
Operadores de proceso B	4	\$/m	416,11	1664,44
Operadores de proceso C	8	\$/m	401,11	3208,88
Auxiliares de proceso	3	\$/m	376,11	1128,33
Operadores M.A.P	4	\$/m	400,86	1603,44
Operadores de calderas A	4	\$/m	416,11	1664,44
Operadores de tratamiento de agua	4	\$/m	401,11	1604,44
MO (\$/m)				22329,90

MO (\$/tc)	1,06
-------------------	-------------

MANTENIMIENTO

A través de un análisis de los gastos de mantenimiento así como de la producción de cada uno de los últimos años se pudo concluir que por cada tonelada de crudo se gastan:

MTTO =9,14 \$/tc

Tabla 3.5: Requerimientos

Elementos	UM	Precio de compra	UM	Índice de consumo	UM	Costo
Electricidad	\$/kwh	0,181	kwh/tc	25,3	\$/tc	4,57

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

Agua	\$/m ³	0,12	m ³ /tc	0,002	\$/tc	0,00024
Diésel de insumo	\$/t	499	t/tc	0,0007827	\$/tc	0,39
Fuel oil de insumo	\$/t	379,7	t/tc	0,03728	\$/tc	14,15
RQ (\$/tc)						19,12

- Laboratorio

LB =15% MO

LB =0,15 \$/tc

- Supervisión

SV =15% MO

SV =0,15 \$/tc

- $CD =119,74+1,06+9,14+19,12+0,15+0,15$

CD =224,39 \$/tc

- $CI =60\%(MO + MTTO + SV)$

$CI =0,6(1,06 + 9,14 + 0,15)$

CI =6,21 \$/tc

- $CFijo =S + D + I + IF + A$

S→Seguros D→Depreciación

I→Impuestos IF→Inversión fija A→Acarreo

- **IF =38,40 \$/tc**

S =0,7% IF

$S =0,007*38,40$

- **S =0,26 \$/tc**

- D =10% IF

$D =0,10*38,40$

D =3,84 \$/tc

- I =2% IF

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

$I = 0,02 * 38,40$

$I = 0,76 \text{ \$/tc}$

- Acarreo = \$1250,52(1carro tanque de 54t)

$A = 23,15 \text{ \$/tc}$

- $CF_{fijo} = 0,26 + 3,84 + 0,76 + 38,40 + 23,15$

$CF_{fijo} = 28,03 \text{ \$/tc}$

- $CF = 224,39 + 6,21 + 28,03$

$CF = 258,64 \text{ \$/tc}$

- $GG = ID + DV$

ID → Inversión para el desarrollo

DV → Distribución y venta

- ID = 3% CTP

- DV = 12% CTP

$GG = 15\% \text{ CTP}$

➤ **COSTO TOTAL DE PRODUCCION**

$CTP = CF + GG$

$CTP = CF + 15\% \text{ CTP}$

$CTP = CF + 15/100 \text{ CTP}$

$CTP - 0,15 \text{ CTP} = CF$

$0,85 \text{ CTP} = CF$

$CTP = CF / 0,85$

$CTP = 258,64 / 0,85$

$CTP = 304,29 \text{ \$/tc}$

Tabla 3.6: Ganancia Bruta

Productos	Precio	UM	Rendimiento	UM	Ganancia	UM
Nafta	360,68	\$/t	0,0417	t/tc	15,04	\$/tc
Queroseno	266,7	\$/t	0,087	t/tc	23,20	\$/tc

Capítulo 3: Modificaciones Tecnológicas en la Refinería "Sergio Soto" para aumentar la producción de líquido asfáltico (AC-30).

Diésel	511,73	\$/t	0,248	t/tc	126,90	\$/tc
R3	301,85	\$/t	0,03164	t/tc	9,55	\$/tc
R2	316,94	\$/t	0,04772	t/tc	15,12	\$/tc
Asfalto	305,23	\$/t	0,5	t/tc	152,61	\$/tc
Total			0,95606		342,44	\$/tc

- $GN = GB - CTP$

GN → Ganancia neta GB → Ganancia bruta

$$GN = 342,44 - 304,29$$

$$GN = 38,14 \$/tc$$

- $GA (\$/a) = P (tc/a) * GN (\$/tc)$

GA → Ganancia anual P → Producción anual

$$GA = 200000 * 38,14$$

$$GA = 7\,629\,798,569 \$/a$$

Luego de haber realizado el análisis económico de las modificaciones tecnológicas necesarias en la Refinería "Sergio Soto" para lograr el aumento de la capacidad de producción de líquido asfáltico AC-30, se obtuvo como resultado una Utilidad Neta anual de \$7629798,56 con un Costo de Inversión ascendente a \$260519,67.

El Costo Total de Producción para alcanzar el rendimiento esperado en el ciclo productivo representa 304,29 pesos por tonelada de crudo procesado y la ganancia bruta por tonelada procesada es equivalente a \$342,44. Dado el margen de utilidad alcanzado y teniendo en cuenta que el costo de la inversión representa el 3,41 por ciento de la misma se puede afirmar que los resultados de la inversión serán satisfactorios ya que es permisible recuperar el monto de la inversión en un corto período de tiempo. (T.F. 2006)

Conclusiones generales

1. El análisis del proceso de obtención de líquido asfáltico en la Refinería "Sergio Soto" arrojó que las tomas de descargas funcionales no garantizan al máximo los suministros de crudo requeridos para el aumento de producción; además no existe un control de flujo que permita de manera eficiente el tratamiento inicial del crudo para su posterior refinación.
2. El rechequeo del equipamiento realizado en las plantas de destilación atmosférica y al vacío demostró que excepto el enfriador de diésel con un por ciento de área en defecto de 3,94; el resto de los equipos pueden asimilar la nueva capacidad de producción.
3. Las modificaciones propuestas en la distribución de los fluidos en el banco de intercambio de calor y en los enfriadores permitió un mejor aprovechamiento de la tecnología instalada obteniéndose para todos los equipos un por ciento de área de transferencia de calor en exceso mayor de 10, así como un aumento en la temperatura del crudo a la salida del banco de intercambiadores lo que permite un ahorro de combustible en el horno F-101 y un aumento del por ciento de área en exceso en el mismo.
4. Las modificaciones propuestas favorecieron el ahorro en inversiones de muy alto costo como la compra e instalación de equipos nuevos por lo que se comprobó que solo se requiere invertir en piezas y tuberías para el mantenimiento de equipos, en equipos de bombeo y de control del proceso.
5. El análisis económico mostró que el costo de ejecución para poner en marcha el proyecto inversionista es de \$260 519,67 maximizando la capacidad de la planta, se prevé una Utilidad Neta Anual de \$7 629 978,56, una ganancia bruta de \$342,44 por tonelada de crudo con un índice del 112 por ciento sobre el costo total de producción, lo que permitirá la rápida recuperación de la inversión.

Recomendaciones

1. Realizar un estudio de integración energética en la etapa de refinación de crudo con el objetivo de obtener los requerimientos mínimos de utilidades para las modificaciones planteadas.
2. Que se ejecuten los proyectos de inversión de las modificaciones planteadas que permiten asimilar el aumento de capacidad de producción.
3. Efectuar una evaluación del impacto ambiental del proceso, dado el incremento de la capacidad de procesamiento del crudo.

Bibliografía

1. . "Balances de energía." from <http://es.slideshare.net/gerardito8/>.
2. . "Combustibles." from HTTPS://ALOJAMIENTOS.UVA.ES/GUIA_DOCENTE/UPLOADS/.
3. . "Extracción de petróleo cubano espera por tecnología e inversiones [Online].". from <HTTP://WWW.IPSNOTICIAS.NET/2015/10/EXTRACCION-DE-PETROLEO-CUBANO-ESPERA-POR-TECNOLOGIA-E-INVERSIONES/>.
4. . "Extracción de petróleo cubano espera por tecnología e inversiones.". from <HTTP://WWW.FULLQUIMICA.COM/2013/12/REFINACION-DEL-CRUDO.HTML>.
5. . "Petróleo." from (<http://pedroreina.net/trabalu/19981999/webitos6.htm>).
6. . "Petróleo y Derivados.". from <HTTP://PROFESORES.FI-B.UNAM.MX/>.
7. . "Petróleo, comercio mundial [Online].". from <WWW.ALIPSO.COM/MONOGRAFIAS>.
8. . "Problemas de balances de materiales [Online].". from HTTP://WWW.ACYJA.COM/DESCARGA_LIBROS-LIBRES/PROBLEMAS_DE_BALANCES_DE_ENERGIA.PDF.
9. . "Propiedades del asfalto." from (<www.e-asfalto.com/propiedades/propiedades.htm>).
10. . "Refinación.". from WWW.ENERGÍA.GOB.MX/RES/85/REFINACIÓN_WEB.
11. Arguimbau, F. (1950). "Combustibles y combustión. Combustibles sólidos, líquidos y gaseosos."
12. ASFALTO.pdf), M. D.
13. autores, C. d. (1991). CONTABILIDAD DE COSTOS.
14. autores, C. d. (1991). CONTABILIDAD DE COSTOS.
15. CEINPET. (1999). "Características del petróleo Varadero."
16. CUBA-PETRÓLEO, U. "Manual de la producción. Reglamento Tecnológico para las unidades de Destilación Atmosférica y al Vacío."
17. Díaz, R. J. (1994). "Desagregación del crudo Pina-Cristales según sus densidades."
18. EIPP), E. d. I. y. P. d. P. Torre de Destilación Atmosferica en la Refinería "Sergio Soto"de Cabaiguan.
19. Escobar, J. J., Martí, X., Reol, N., Larruy, Y., Castell, C. & Chipa, P. (2002). El Petróleo. El recorrido de la energía.
20. Estupiñan, J. E. C., Garciga, I. J. P., Báez, A. Z., Padilla, A. P. & Rodríguez, J. A. (2001). Balances de masa y energía Métodos Clásicos y Técnicas no Convencionales
21. Himmelblau, D. M. (1997). Principios básicos y cálculos en ingeniería química.
22. Hutte, R. H. (1968). Manual del Ingeniero.
23. J.B.MAXWELL (1950). DATA BOOK ON HYDROCARBONS.APPLICATION TO PROCESS ENGINEERING.
24. J.G.Speight (2006). The Chemistry and technology of petroleum.

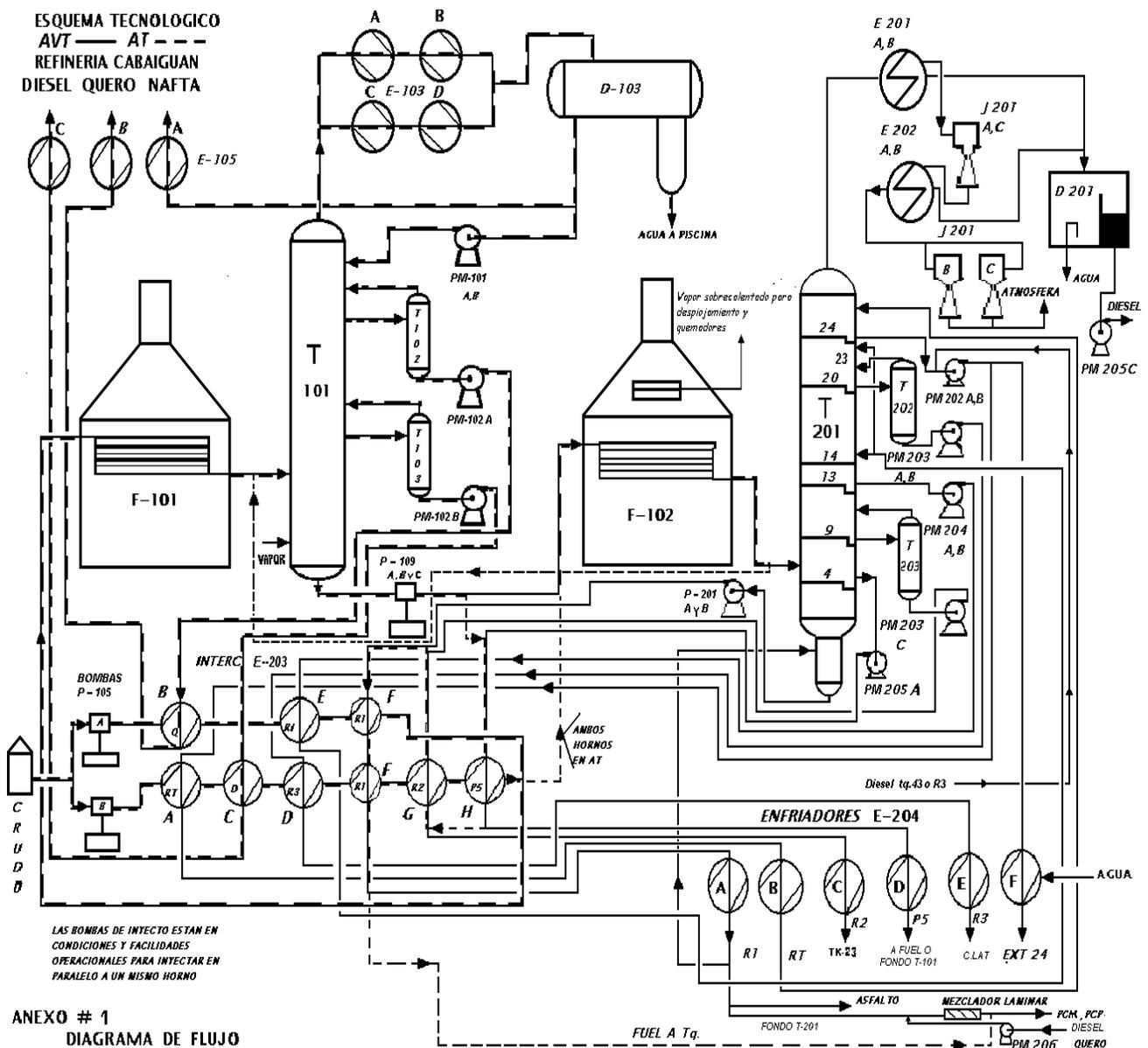
25. Kern, D. Q. (2005). Procesos de Transferencia de Calor.
26. Kern, D. Q. (, 2005c). Procesos de Transferencia de Calor. La Habana, Cuba.
27. Kraus, R. S. (1998). Enciclopedia de salud y seguridad en el trabajo. Petróleo: Prospección y Perforación.
28. Mujlionov, I. P. (1979). Fundamentos Teóricos de la Tecnología Química.
29. P, H. (2003). "Uso y manipulación de productos químicos en construcción."
30. P, H. (2005). "Uso y manipulación de productos químicos en construcción."
31. REPSOL-YPF "Manual de combustibles. Refinación."
32. T.F., W. (2006). Fundamentos de Administración Financiera.
33. VALDÉS, R. S. S. Documento interno: Manual de la producción. Reglamento tecnológico.
34. VALDÉS, R. S. S. Historia del Centro: Empresa Refinadora de Petróleo "Sergio Soto Vadés" de Cabaiguán.
35. Verde, R. P. (1961). Tecnología Moderna del Petróleo en Cuba.
36. www.energía.gob.mx/res/85/Refinación_Web.pdf Refinación.
37. Zaila, R. B. (1998). Evaluación del sistema de destilación atmosférica y al vacío para un aumento de capacidad en la refinería "Segio Soto".

Anexos

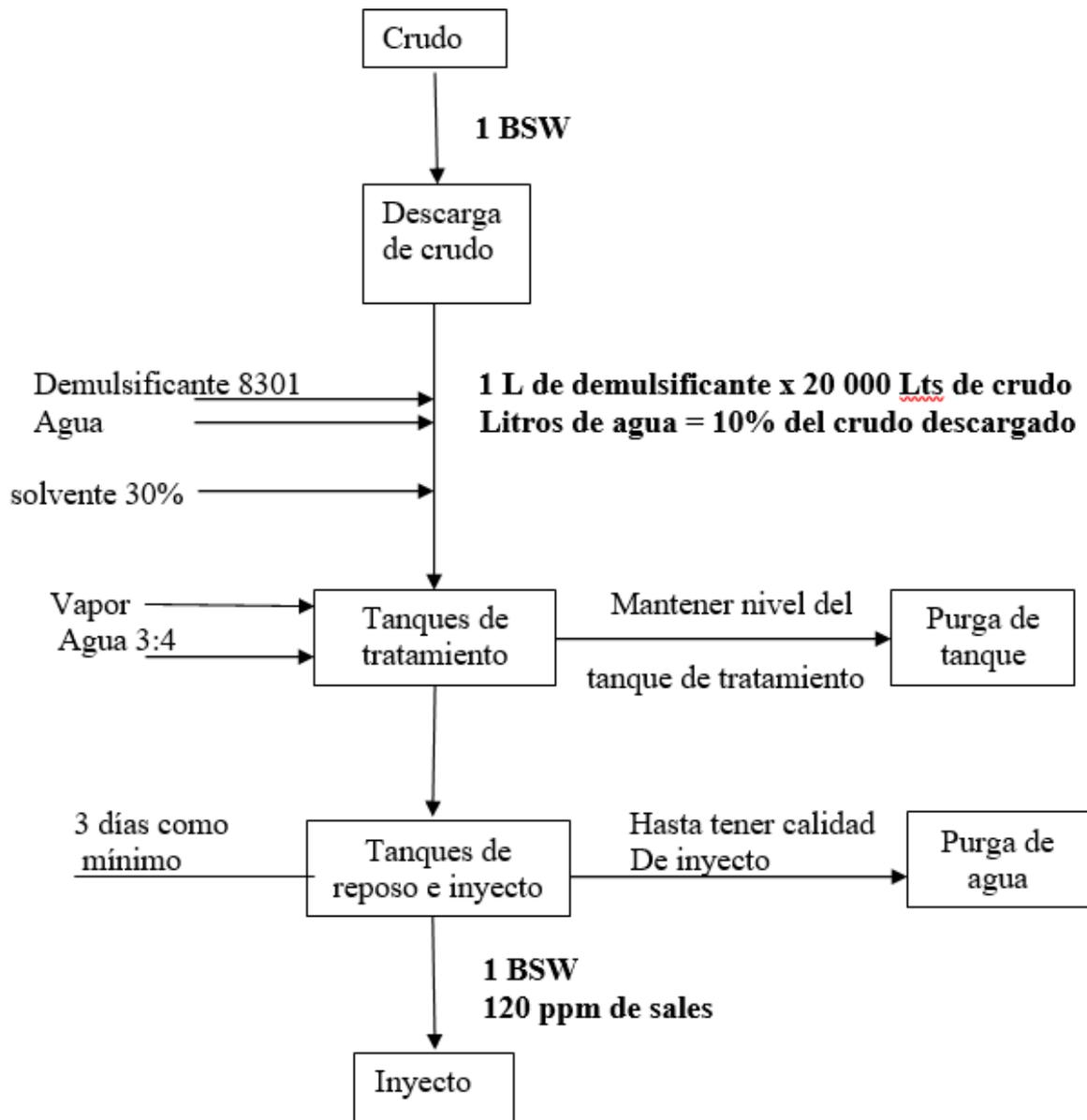
Anexo 1:

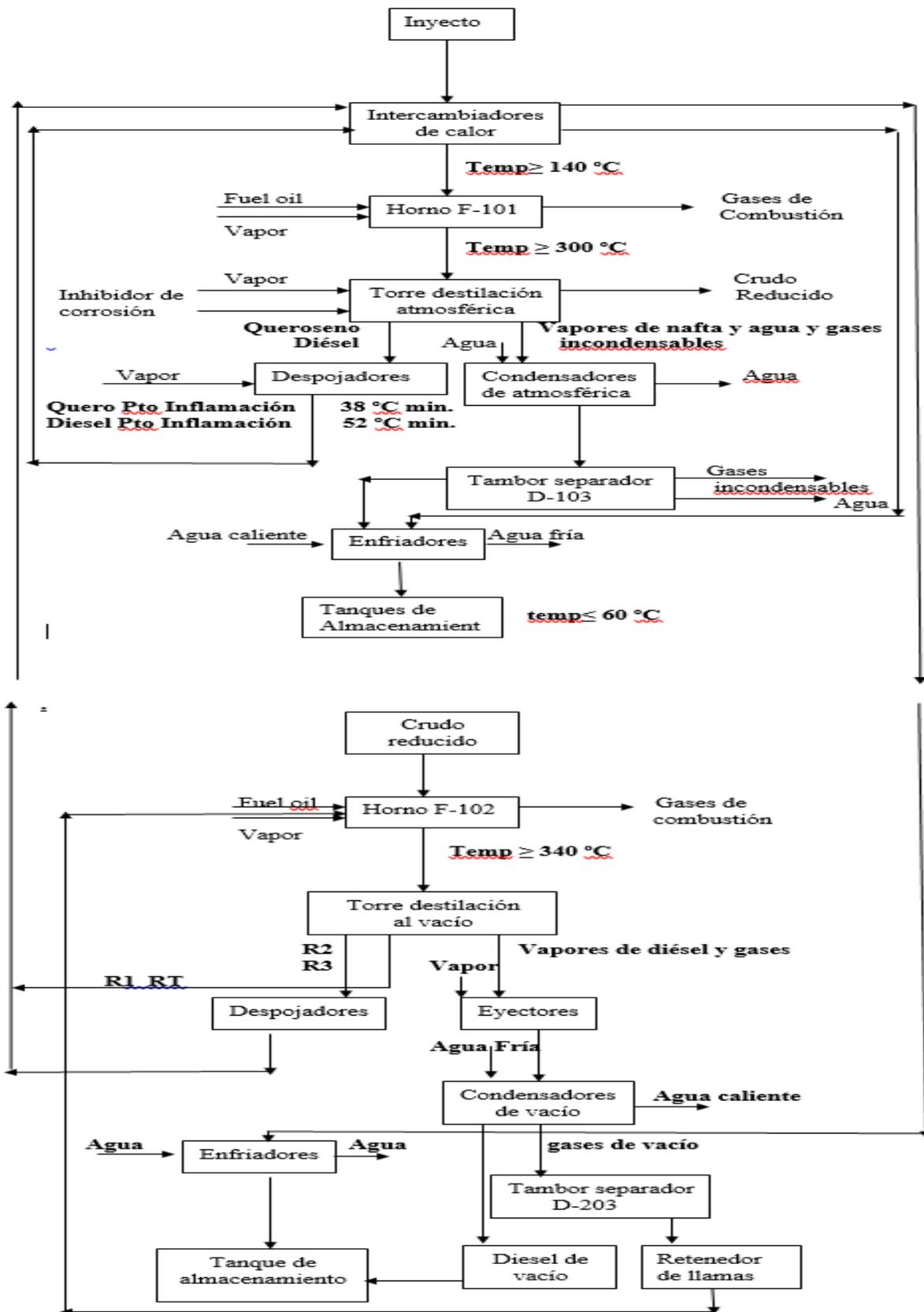
Aplicación	Viscosidad requerida (cst)
Spray	20-100
Llenado de Juntas	100-200
Mezclado con Filler	200
Impregnación	20-200
Impermeabilización	200-1000
Pintado	600
Recubrimiento	1000
Bombear	1500-2000

Anexo 2: Diagrama de flujo de la Planta de Destilación Atmosférica y al Vacío.



Anexo 3: Diagrama de bloques del proceso.





Anexo 4: Caracterización del lote de crudo recibido y procesado en el laboratorio.

PARAMETRO	LABORATORIO	Método
Gravedad, °API	17.3	ASTM D 1298
Azufre, total, % m/m	4.82	ASTM D 1552
Sales, totales, ppm	0.82-	LIC 280
Densidad a 15 °C, g/cm ³	0.9500	ASTM D 1298
Densidad a 20 °C, g/cm ³	-	ASTM D 1298
Temperatura de Craqueo, °C	-	
Agua y sed..., % v/v	0.00	ASTM D 95

RESULTADOS LABORATORIO				
Chorros	% M	Σ% M	Azufre T D4294-10	Densidad 15 D4052-11
Pie-150	4.17	4.17	0.45	0.7521
150-169	4.23	8.40	1.20	0.7900
169-185	4.47	12.87	1.59	0.8090
185-210	4.64	17.51	1.97	0.8398
210-225	4.80	22.31	2.26	0.8605
225-236	4.85	27.16	2.46	0.8725
236-248	4.88	32.04	2.76	0.8828
248-264	4.91	36.95	3.07	0.8963
264-307	4.94	41.91	3.40	0.9110
307-361	5.02	46.93	3.62	0.9317
361-437	5.18	52.11	4.05	0.9515
437-456	2.48	54.59	4.31	0.9627
456				1.0426
Total				

Anexo 5: Leyenda

m_c : Masa de crudo	K_{asf} : Conductividad del asfalto
M_n : Masa de nafta	K_a : Conductividad del agua
M_q : Masa de queroseno	DI: Diámetro interior
M_d : Masa de diésel	DE: Diámetro exterior
M_f : Masa de fuel oil.	Nt: Número de tubos
M_p : Masa de pérdidas	L: Longitud
$M_{d_{torre\ atm}}$: Masa de salida del diésel de la torre de destilación atmosférica	n: Número de pases por los tubos
$M_{n_{torre\ atm}}$: Masa de salida de la nafta de la torre de destilación atmosférica	Pt: Distancia de centro a centro de los tubos
m_a : Masa de agua	Atc: Área de transferencia de calor
%n: Por ciento de nafta	Q: Flujo calórico
%q: Por ciento de queroseno	MLDT: Media logarítmica de temperatura
%d: Por ciento de diésel	Ft: Factor de corrección MLDT
%f: Por ciento de fuel oil	a_t : Área de flujo total
%p: Por ciento de pérdidas	a_t' : Área de flujo por tubo
R_n : Reflujo de nafta	v: Velocidad de los fluidos
R_q : Reflujo de queroseno	Re: Número de Reynold
R_d : Reflujo de diésel	Pr: Número de Prandtl
t_1 : Temperatura de entrada del fluido frío	Nu: Número de Nusselt
t_2 : Temperatura de salida del fluido frío	ε : Coeficiente de convección
T_1 : Temperatura de entrada del fluido caliente	h_i, h_o y h_{io} : Coeficientes de transferencia de calor en general del fluido por el interior y exterior de los tubos.
T_2 : Temperatura de salida del fluido caliente	B: Espaciado de los deflectores
T_g : Temperatura de los gases de combustión en el torna llamas.	C' : Sección libre entre tubos
T_s : Temperatura de la superficie absorbente de calor	a_s : Superficie de transferencia de calor
C_{p_c} : Calor específico del crudo	G: Masa velocidad del fluido
$C_{p_{RT}}$: Calor específico del reflujo al tope	De: Diámetro equivalente para transferencia de calor
C_{p_q} : Calor específico del queroseno	Uc: Coeficiente de transferencia de calor limpio
C_{p_d} : Calor específico del diésel	U _D : Coeficiente de transferencia de calor de diseño
$C_{p_{asf}}$: Calor específico del asfalto	$R_{d_{cal}}$: Factor de obstrucción calculado
C_{p_n} : Calor específico de la nafta	$R_{d_{req}}$: Factor de obstrucción requerido
C_{p_a} : Calor específico del agua	At: Área total de superficie del horno
ρ_c : Densidad del crudo	η : Eficiencia
ρ_{RT} : Densidad del reflujo al tope	VCN: Valor calórico neto del combustible
ρ_q : Densidad del queroseno	M_{comb} : Masa del combustible
ρ_d : Densidad del diésel	A_{real} : Área real
ρ_n : Densidad de la nafta	Qf: Calor liberado por el combustible
ρ_{asf} : Densidad del asfalto	ΣQ : Calor transferido a la superficie fría
ρ_a : Densidad del agua	α : Factor de comparación con dos planos paralelos
μ_c : Viscosidad del crudo	d_0 : Diámetro exterior de los tubos
μ_{RT} : Viscosidad del reflujo al tope	Ar: Superficie efectiva del refractario
μ_q : Viscosidad del queroseno	ε_{gas} : Efusividad del gas
μ_d : Viscosidad del diésel	Ftot: Factor de intercambio total
μ_n : Viscosidad de la nafta	Acp: Superficie equivalente
μ_{asf} : Viscosidad del asfalto	
μ_a : Viscosidad del agua	
K_c : Conductividad del crudo	
K_{RT} : Conductividad del reflujo al tope	

K_q : Conductividad del queroseno
 K_d : Conductividad del diésel
 K_n : Conductividad de la nafta