



UNIVERSIDAD CENTRAL "MARTA ABREU" DE LAS VILLAS
VERITATE SOLA NOBIS IMPONETUR VIRILISTOGA. 1948

Facultad de Química Farmacia

Departamento de Ingeniería Química

TRABAJO DE DIPLOMA

*Integración energética de la red de intercambiadores
de las secciones de Destilación Atmosférica y al Vacío
en la Refinería "Sergio Soto Valdés".*

Autora: Leyaní Chamorro Mendoza.

Tutores: Dra.C. Meilyn González Cortés.

Dr.C. Julio Pedraza Garciga.

Santa Clara

2015-2016

"Año 58 de la Revolución"



Pensamiento

Si una persona es perseverante, aunque sea dura de entendimiento, se hará inteligente; y aunque sea débil se transformará en fuerte.

Leonardo Da Vinci

Dedicatoria

*A mis padres Sadi y Eleido, por tanto esfuerzo, dedicación y por
siempre tener fe en mí.*

A mi hermanita Lizdary que la quiero con la vida.

Agradecimientos

A mis padres, por creer en mí, por enseñarme que todo en la vida lleva sacrificio, por la educación que me han dado, por ser mi mayor fuente de inspiración y quienes me impulsaron a llegar donde estoy, los quiero mucho.

A mi hermanita por estar siempre a mi lado apoyándome, porque con sus ocurrencias siempre me saca una sonrisa, te quiero.

A todos mis amigos con los cuales siempre he podido contar en las buenas y en las malas, a todos aquellos que me brindaron su ayuda y sus consejos en los momentos que más lo necesitaba, especialmente a: Dayana, Yuraimy, Lisday y Rocío por ser tan buenas conmigo y demostrarme el valor de las grandes amistades, las quiero mucho.

A mi tutora Meilyn González por todo el apoyo incondicional en la realización de esta tesis, gracias por tantas horas de dedicación, sacrificio, por tanta paciencia, por darme ánimos cuando creí que todo estaba perdido.

A mi tutor Julio Pedraza por todo el apoyo que me ha brindado y por enseñarme que siempre se sale adelante.

A los profesores Juan Pedro y Rubén por la atención que me brindaron y por todos sus consejos para la realización de esta tesis.

A todos los profesores que contribuyeron en mi formación profesional, por su dedicación y porque sin ustedes esto no hubiera sido posible.

A mis compañeros de grupo que siempre voy a querer y extrañar, por compartir juntos 5 maravillosos años llenos de alegría, apoyándonos unos a otros y dándonos fuerzas para seguir adelante.

A Liliana, Mijail, Carito y demás compañeros de la Refinería por toda la atención y el apoyo que me brindaron para la realización de este trabajo.

A todas las personas que de una forma u otra contribuyeron a la realización de este sueño, gracias por todo su apoyo.

Resumen

En el presente trabajo se realizó un estudio de integración energética en la red de intercambiadores de calor correspondiente a las secciones de Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío en la Refinería "Sergio Soto Valdés" de Cabaiguán.

Se efectuaron los balances de masa y energía utilizando el crudo procedente de Pina, obteniéndose que el proceso demanda un consumo mínimo de utilidad externa de calentamiento de 1022,4 kW.

Se desarrolló la evaluación energética y exergética en la red de intercambio obteniéndose elevadas eficiencias en los equipos intercambiadores de calor con valores próximos al 100%.

Para el caso de los condensadores y enfriadores que integran la red se obtuvieron menores eficiencias exergéticas que en los equipos intercambiadores de calor, obteniéndose valores de hasta 55 %.

Con el uso del software ASPEN PINCH se realizó el estudio de integración energética determinándose un valor de Δt_{\min} óptimo para la red de intercambio de calor de 28°C, con el cual, se determinó el costo total de la red de intercambiadores de calor con un valor de 376 045,60 \$/año.

Como aspecto importante se identificó el sobreconsumo de utilidades que asciende a 224,19 kW, concentrándose las mismas en ocho intercambiadores de calor.

Abstract

In this work a study was conducted energy integration in the network of heat exchangers corresponding to sections and Atmospheric Distillation Vacuum Distillation Refinery `` Sergio Soto Valdes "of Cabaiguán.

The mass and energy balances were performed using crude from Pina, obtaining the process requires a minimum consumption of heating external utility 1022,4 kW.

Energy and exergy assessment developed in the exchange network to obtain high efficiencies in heat exchangers equipment with values close to 100%.

For the case of condensing and cooling within the network lowest exergy efficiency in heat exchangers equipment, obtaining values of up to 55% they were obtained.

Using the ASPEN PINCH software studying energy integration determining a value of optimal Δt_{\min} for the network of heat exchange 28 ° C, with which the total cost of the network of heat exchangers was determined with a value of 376 045,60 \$/year.

As an important aspect overconsumption of profits amounting to 224,19 kW identified, concentrating them in eight heat exchangers.

TABLA DE CONTENIDOS

<i>Pensamiento</i>	ii
<i>Agradecimientos</i>	iv
<i>Resumen</i>	vi
Introducción.....	1
CAPÍTULO 1. Revisión bibliográfica.	4
1.1 Petróleo. Origen.	4
1.2 Características fundamentales.	5
1.3 Características de la industria petrolera de Cuba y el petróleo cubano.	6
1.3.1 Características del petróleo crudo cubano.	7
1.3.2 Preparación del petróleo crudo cubano para su refinación.	8
1.4 Refinerías de petróleo. Generalidades.	9
1.4.1 Generalidades de la destilación.	10
1.4.2 Tipos de destilación.	11
1.4.3 Productos de la destilación.	11
1.4.4 Aplicaciones de los productos derivados del petróleo.	12
1.5 Balances de masa, energía y exergía en procesos de destilación.	15
1.5.1 Balances de masa.	15
1.5.2 Balance energético o de entalpía.	16
1.5.3 Balances exergéticos.	17
1.6 Integración energética de procesos.	19
1.6.1 Generalidades de la tecnología Pinch.	19
1.6.2 Conceptos básicos de la tecnología Pinch.	21
1.6.3 Pasos del análisis de integración energética Pinch.	24
1.7 Casos de estudio de la integración energética en las secciones de destilación atmosférica y destilación al vacío en la refinería de petróleo.	27

CAPÍTULO 2. Caracterización de la tecnología de refinación de crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".....	28
2.1 Principales usos de los productos que se obtienen en la Refinería "Sergio Soto Valdés".....	28
2.1.1 Descripción del proceso de refinación de crudo, en la Refinería "Sergio Soto Valdés".	29
2.2 Balances de masa y energía en las secciones de destilación atmosférica y Destilación al Vacío.....	33
2.2.1 Balances de masa y energía en la torre de Destilación Atmosférica (T-101)	34
2.2.2 Balances de masa en los despojadores de destilación atmosférica.	36
2.2.3 Balances de masa y energía en la torre de Destilación al Vacío (T-102).	38
2.2.4 Balances de masa en los despojadores de Destilación al Vacío.....	40
2.2.5 Balances de energía en la red de intercambiadores de calor.....	42
2.2.6 Balances de energía en los condensadores de las secciones de Destilación Atmosférica y a Vacío.....	44
2.2.7 Balances de energía en los enfriadores de Destilación Atmosférica y al Vacío.	45
2.3 Balances de exergía en las redes de intercambio de calor correspondientes a las secciones de Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío.....	47
2.3.1 Cálculo de las pérdidas exergéticas.....	51
2.3.2 Cálculo de la eficiencia exergética en cada intercambiador de calor que conforma la red de intercambio.	53
CAPÍTULO 3. Integración Energética de las secciones de Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando la metodología del Análisis Pinch.	56
3.1 Pasos para la integración energética.	56
3.2 Integración energética en las secciones de estudio refinando el crudo de Pina.	56
3.2.1 Identificación de las corrientes calientes, frías y de servicios en el proceso.....	57

3.3 Determinación del $\Delta t_{\text{mín}}$ óptimo.....	59
3.4 Estimación de objetivos de energía mínimo.....	65
CONCLUSIONES	70
RECOMENDACIONES	71
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	72
ANEXOS	75

Introducción

El Petróleo es una mezcla compleja de hidrocarburos líquidos, compuesto en mayor medida de carbono e hidrógeno, con pequeñas cantidades de nitrógeno, oxígeno y azufre, formado por la descomposición y transformación de restos de animales y plantas que han estado enterrados a grandes profundidades durante varios siglos. Es, actualmente, la principal fuente de energía, y la materia prima más importante en numerosos procesos de la industria química y objeto de comercio entre los países. Más de la mitad de la energía que mantiene en actividad a nuestra civilización proviene de esta fuente energética no renovable. Se trata, entonces, de un recurso estratégico cuya carencia provocaría el declive de la economía mundial.

Para que el petróleo pueda ser utilizado en las diferentes industrias, debe sufrir una serie de tratamientos. Muy a menudo la calidad de un petróleo crudo depende en gran medida de su origen. En función de dicho origen sus características varían: color, viscosidad, contenido. Por ello, el crudo a pie de pozo no puede ser utilizado tal cual. Se hace, por tanto, indispensable la utilización de diferentes procesos de tratamiento y transformación para la obtención del mayor número de productos de alto valor comercial. El conjunto de estos tratamientos constituyen el proceso de refino o refinación del petróleo obteniéndose los llamados productos derivados y los hay de dos tipos: los combustibles, como la gasolina, diésel, el gas propano-butano o GLP, etc; y los petroquímicos, tales como polietileno, benceno, etc.

Durante la refinación del petróleo, el consumo energético es sumamente elevado, el costo de la energía y las preocupaciones ambientales, están liderando la industria petroquímica por lo que se busca métodos eficientes para reducir el consumo de energía mediante el aprovechamiento del contenido calórico de las corrientes residuales y corrientes productos en las operaciones de refinación.

La Integración de Procesos constituye una herramienta muy útil que permite disminuir los consumos de energía así como los vertimientos de residuales contaminantes al medio ambiente en los procesos. Para su realización se usan avanzadas herramientas analíticas para identificar las posibilidades de reducir el consumo energético y de residuales en facilidades industriales y alcanzar significativos ahorros en costos y utilidades. Estas herramientas de análisis de procesos desarrolladas con la integración de procesos, son técnicas de diseño genéricas, sistemáticas y de uso sencillo y tienen como base el tratamiento de programación matemática, se trabaja con funciones objetivos, modelos

matemáticos y el tratamiento termodinámico en el cual se encuentra el análisis de Pellizco, específico para los estudios energéticos.

La Refinería de Petróleo “Sergio Soto”, ubicada en el municipio de Cabaiguán, tiene como misión productiva la refinación del crudo nacional procedente de la cuenca central (Jatibonico, Pina - Cristales y Majagua), además del crudo Varadero, yacimiento localizado en Matanzas, y crudo Santa Cruz proveniente de la Habana; así como la producción de aceites básicos a partir de estos crudos. Por otra parte, funciona como distribuidora efectuando la distribución mayorista de los combustibles, lubricantes y el G.L.P. lo que la diferencia del resto del país.

Actualmente se produce nafta, queroseno, diesel y fuel oil, productos que se obtienen a partir del fraccionamiento del crudo procesado en la torre de destilación atmosférica siendo ésta, punto de partida para la obtención de otros productos como son: solventes especiales, mezcla de fuel - diesel, herbicidas, aceites: I-12, sigatoka, aceite para transformadores, aceite térmico, además de la obtención de asfalto y otros cortes laterales más ligeros a partir del fuel oil, refinando hoy en día 500 t/d de crudo.

En trabajos anteriores (**Meneses, 2015**) se realizó la evaluación del sistema de intercambio en las secciones de Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío en la Refinería “Sergio Soto Valdés”. La evaluación incluyó el chequeo de la red de intercambio de calor y como resultado se obtuvo que varios de los intercambiadores instalados estaban sobredimensionados pero el estudio no incluyó un análisis de la distribución de corrientes ni del manejo de las utilidades externas en la red, aspectos fundamentales para la evaluación y reducción del consumo de utilidades en este tipo de secciones.

Por lo anterior, se considera importante realizar un estudio de integración energética del proceso, con vistas a minimizar el consumo de portadores energéticos, lograr un proceso más eficiente y evaluar la red de intercambiadores del proceso actual.

El estudio de integración debe incluir en sus pasos la realización de los balances de masa, energía y exergía con el fin de proponer modificaciones tecnológicas identificadas en el estudio de integración con su correspondiente impacto en el balance calórico y exergético del proceso.

Atendiendo a lo anterior se define como **Problema Científico** el siguiente:

En la refinería se carece de estudios de integración precedentes en los que se haya evaluado la red de intercambiadores de calor de este proceso y el consumo mínimo de

utilidades, por lo que no existen criterios científico- técnicos que concluyan sobre la eficiencia energética del mismo.

Hipótesis:

Con la aplicación de las herramientas de integración de procesos es posible evaluar e identificar potencialidades para un consumo mínimo de energía en la red de intercambiadores de calor de las secciones de Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío.

Objetivo General:

Evaluar energética y exergéticamente la red de intercambiadores de calor del proceso de refinación del crudo procedente de Pina en la refinería “Sergio Soto Valdés”.

Objetivos específicos

1. Caracterizar el proceso de refinación de crudo de Pina en las etapas de Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío en la refinería “Sergio Soto Valdés”.
2. Analizar energética y exergéticamente el proceso en estudio.
3. Aplicar las herramientas de integración energética para el estudio de las secciones de Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío.
4. Estimar parámetros de costos de la red de intercambiadores para el valor de $\Delta T_{\text{mín}}$ óptimo.
5. Determinar violaciones en la distribución de corrientes para el intercambio de calor que conllevan a mayores consumos de utilidad externa.

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 habíamos aparecido. En aquel momento, la superficie del planeta no tenía las mismas características que la actual. Pangea es el nombre con el que se conoce la única gran placa terrestre que existía, en la que estaban reunidos todos los continentes.

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 anaeróbico– fue transformando lentamente los restos orgánicos en lo que hoy conocemos 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 et al., 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 **(www.alipso.com/monografias)**.

1.2 Características fundamentales.

- Composición química.

La composición química depende de la presencia de ciertos componentes químicos en el petróleo, 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. Así se tiene que 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 (https://alojamientos.uva.es/guia_docente/uploads/).

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 (<http://profesores.fi-b.unam.mx/>).

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 °API, mayor es la proporción de crudo utilizable, principalmente en fracciones ligeras (nafta, nafta ligera, etc.) (Meyers, MathPro, 2011).

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, 1982**):

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

1.3 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” (<http://www.ipsnoticias.net/2015/10/extraccion-de-petroleo-cubano-espera-por-tecnologia-e-inversiones/>).

1.3.1 Características del petróleo crudo 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^oAPI.
- Un sector donde están presente los petróleos medianos con densidades entre 22 y 31^oAPI.
- Un sector hacia el oeste que caracteriza el petróleo pesado, con una densidad del petróleo menor de 22^oAPI.

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 ^o C (API)	^o API	22,9
Densidad a 20 ^o 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 (^o 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	⁰ API	12,4
Densidad a 20 °C	g/cm ³	0,982
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:		
Ni	ppm	72,0
Va	ppm	93,0
Asfaltenos	%	24,0

1.3.2 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, CaCl₃, MgCl₂. Es necesario la eliminación de sales porque al ponerse en contacto con el agua forma HCl siendo esto totalmente corrosivo (<http://www.fullquimica.com/2013/12/refinacion-del-crudo.html>).

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, Fahim et al., 2010)**.

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, desemulsionadores, 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 **(Mujilionov et al., 1979, Erij et al., 1988)**.

1.4 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 et al., 2002)**.

Las refinerías, surgen como la necesidad de comercializar este petróleo o crudo que se obtiene directamente de las 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 **(RUIZ, 2009)**.

Una refinería constituye un complejo industrial que opera las 24 horas del día y los 365 días del 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 et al., 2002**).

De acuerdo a (**www.energía.gob.mx/res/85/Refinación_Web.pdf**) 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 (**ICCT, 2011**).

1.4.1 Generalidades de la destilación.

La destilación del petróleo se realiza mediante las llamadas, torres de fraccionamiento. En esta, el petróleo asciende por la torre aumentando su temperatura, obteniéndose los derivados de este:

- Residuos sólidos
- Aceites y lubricantes
- Gasóleo y fuel
- Querosén
- Naftas
- Gasolinas
- Disolventes

- GLP (Gases licuados del petróleo)

Si hay un excedente de un derivado del petróleo de alto peso molecular, pueden romperse las cadenas de hidrocarburos para obtener hidrocarburos más ligeros mediante un proceso denominado craqueo.

Además la destilación es la operación fundamental para el refinado del petróleo. Su objetivo es conseguir, mediante calor, separar los diversos componentes del crudo. Cuando el crudo llega a la refinería es sometido a un proceso denominado “destilación fraccionada”.

El petróleo crudo calentado se separa físicamente en distintas fracciones de destilación directa, diferenciadas por puntos de ebullición específicos y clasificados, por orden decreciente de volatilidad, en gases, destilados ligeros, destilados intermedios, gasóleos y residuo (**EcuRed**).

1.4.2 Tipos de destilación.

Existen varios sistemas de destilación:

Destilación atmosférica:

También se denomina TOPPING o destilación primaria, consiste en la separación del petróleo crudo en sus componentes, lo cual se basa en las diferentes temperaturas de ebullición que tienen los componentes de la mezcla petrolífera, obteniéndose gas combustible, keroseno, aceites lubricantes y residual, toda refinería hace uso de este proceso. En la columna de destilación los componentes se separan según la diferencia de temperaturas de ebullición de cada componente.

Destilación al vacío:

Las torres de destilación al vacío proporcionan la presión reducida necesaria para evitar el craqueo térmico al destilar el residuo, o crudo reducido, que llega de la torre atmosférica a mayores temperaturas. Las torres de vacío se usan para separar productos de craqueo catalítico del residuo sobrante. Asimismo, los residuos de las torres de vacío pueden enviarse a un coquificador, utilizarse como material para lubricantes o asfalto, o desulfurarse y mezclarse para obtener fuel bajo en azufre (**EcuRed**).

1.4.3 Productos de la destilación.

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

- **Gases:** son sustancias cuyo punto de ebullición se encuentra entre $-165\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $0\text{ }^{\circ}\text{C}$, 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 $60\text{ }^{\circ}\text{C}$, 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 $200\text{ }^{\circ}\text{C}$.
- **Queroseno:** segundo corte o fracción de la destilación del petróleo crudo con punto de ebullición entre 150 y $300\text{ }^{\circ}\text{C}$. 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 $66\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $80\text{ }^{\circ}\text{C}$.
- **Gasóleos:** compuestos formados por cadenas de quince a dieciocho átomos de carbono, con una temperatura de ebullición de 175 a $400\text{ }^{\circ}\text{C}$.
- **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.

1.4.4 Aplicaciones de los productos derivados del petróleo.

Un 90% del petróleo se utiliza con finalidades energéticas. Son los productos combustibles que impulsan los medios de transporte o las centrales de producción de energía. El 10% restante, los productos no combustibles, tienen también una importancia capital en nuestra civilización, ya que son la materia prima de la industria petroquímica (Escobar et al., 2002).

En el sector del transporte:

El transporte es uno de los sectores que más petróleo consume en forma de carburante. A nivel mundial, la demanda de gasolinas representa un 25% de la demanda total de derivados del petróleo.

Los carburantes que se utilizan en todo el mundo para impulsar los diferentes medios de transporte –automóviles, motocicletas, camiones, barcos, aviones o trenes– son **las gasolinas, los gasóleos y los querosenos**, carburantes con que se alimentan los motores, que transforman la energía térmica contenida en los hidrocarburos en movimiento.

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.

- **En el sector doméstico:**

Como combustible, el petróleo está presente en algunos hogares en forma, principalmente, de **gases licuados del petróleo o GLP**. Se trata del propano (C₃H₈) y del butano (C₄H₁₀), gases con los que se llenan regularmente los depósitos centralizados que proveen de calefacción y gas, a la cocina, a edificios de viviendas, edificios públicos o casas aisladas que no disponen de otras fuentes de energía.

El gasóleo de calefacción también se usa en el sector doméstico como fuente de calor, básicamente en redes centralizadas que, como en el caso anterior, suministran conjuntos de viviendas. Es un combustible menos limpio que los GLP, ya que su combustión libera más cantidad de SO₂ y otras sustancias contaminantes.

Las gasolinas se utilizan en los motores de explosión, **los gasóleos**, en los motores Diesel, y **los querosenos**, en los reactores de los grandes aviones comerciales y de transporte de mercancías, también es utilizado como combustible doméstico y para la iluminación.

La mezcla de propano y butano, además de ser usada como combustible doméstico, se utiliza también como carburante de vehículos a motor. Se almacena, transporta y suministra en fase líquida, a temperatura ambiente y a bajas presiones, cosa que permite disponer de una elevada densidad energética en poco volumen.

Fuera del grupo de combustibles, se encuentran **los asfaltos**, se utiliza como material de recubrimiento de las carreteras y en impermeabilizaciones y aplicaciones industriales como recubrimiento de canales de riego, tuberías, base de pinturas, tintas, selladores,

antioxidantes, cementos plásticos, etc, y **los aceites lubricantes** con los que se engrasan los engranajes de los motores de todas las máquinas, a fin de prolongar su vida útil.

- **En el sector industrial:**

En las industrias, el petróleo está presente, tanto en forma de combustible –gasóleos, GLP, fuel-oil y coque–, como en forma de productos derivados que son la materia prima de otros procesos.

El fuel-oil es un combustible residual y pesado del que se fabrican diferentes variedades comerciales, que se diferencian en su viscosidad y en el contenido en azufre, y se utiliza como fuente de energía en las calderas industriales y los motores de cogeneración.

El coque es un combustible sólido que se usa fundamentalmente en las industrias cementera y cerámica.

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

Vaselina: Utilizada para pomadas y ungüentos.

- **En la industria petroquímica:**

Los usos del petróleo no tienen que ver sólo con sus propiedades energéticas. **El etileno, el propileno, el butadieno y el benceno –obtenidos del tratamiento de las naftas–** constituyen la base de la industria petroquímica, la industria de los derivados de la destilación del petróleo.

Los plásticos son los productos petroquímicos más representativos, sin embargo la actividad de esta industria proporciona una amplia gama de productos, tanto o más importante que los plásticos:

-Los detergentes, jabones y blanqueadores.

-Los fertilizantes, herbicidas, insecticidas y fungicidas usados en la agricultura.

-Algunos perfumes, colorantes y saborizantes.

-El caucho sintético, utilizados para la fabricación de los neumáticos.

-Productos farmacéuticos fúngicos, antibióticos y antivíricos, analgésicos, estimulantes, coagulantes, tranquilizantes, etc.

(Escobar et al., 2002).

- **Como otros subproductos se obtienen:**

Alcoholes, bencenos, utilizados en la fabricación de fibras textiles, plásticos, lacas, colorantes y disolventes (<http://pedroreina.net/trabalu/19981999/webitos6.htm>).

1.5 Balances de masa, energía y exergía en procesos de destilación.

1.5.1 Balances de masa.

En un proceso pueden existir uno o más puntos en los que resulte imposible o antieconómico reunir datos, entonces si se encuentran disponibles otros datos que sean suficientes, es posible realizar un balance en el proceso que permita obtener la información que sea necesaria acerca de las cantidades y composiciones en la posición inaccesible, pues en toda la planta, se reúnen bastantes datos sobre las cantidades y composiciones de las materias primas, productos intermedios, desperdicios, productos y subproductos y que son usados por los departamentos de producción y de contabilidad, estos datos son de gran importancia para la realización de los balances de materiales (<http://www3.fi.mdp.edu.ar/procesosindustriales1/archivos/Balance%20de%20materia.pdf>).

El Balance Material 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:

$$ME = MS$$

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) (Estupiñán et al., 2001).

1.5.2 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:

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

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

- 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.

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

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

$$\Delta H = Q \pm W$$

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

$$W = 0$$

La ecuación se simplifica:

$$\Delta H = Q$$

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

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

$$\Delta T = T2 - T1$$

Donde:

m_i : Flujo másico (kg/sec)

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

$T1$: Temperatura en la cual la corriente está disponible.

$T2$: Temperatura a la cual se debe llevar la corriente.

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:

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

(http://www.acyja.com/descarga_libros-libres/Problemas_de_balances_de_energia.pdf, Estupiñán et al., 2001, Requena, 2013)

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) (**Estupiñán et al., 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.
<http://es.slideshare.net/gerardito8/balances-de-energia>

1.5.3 Balances exeréticos.

La exergía es la porción de la energía que puede ser transformada en trabajo mecánico, la parte restante, sin utilidad práctica, recibe el nombre de anergía o entropía. Esta, permite determinar el potencial de trabajo útil de una determinada cantidad de energía que se puede alcanzar por la interacción espontánea entre un sistema y su entorno (http://equiposlaboratorios.com/sitio/contenidos_mo.php?it=3121).

Es un parámetro que mide la calidad de la energía y puede emplearse para analizar la eficiencia energética de los procesos industriales. Con un análisis de exergía pueden compararse diferentes alternativas para comprobar cuál tiene el mayor rendimiento energético (<http://www.cie.unam.mx/~ojs/pub/Modulos/Modulo4.pdf>).

El balance exergético no es más que la combinación de un balance de energía y de entropía, que se derivan a su vez del primer y segundo principio de la termodinámica. No es por tanto un resultado independiente, pero puede utilizarse como formulación alternativa de la segunda ley de la termodinámica. Es un método de análisis muy útil a la hora de valorar el rendimiento energético de una instalación, brinda una visión más amplia que el rendimiento térmico. Permite valorar las pérdidas de energía en un proceso, la energía que sería aprovechable de flujos salientes en sistemas abiertos y las ventajas de métodos regenerativos en instalaciones térmicas (http://equiposylaboratorios.com/sitio/contenidos_mo.php?it=3121).

Los balances exergéticos para los procesos en estado estacionario se establecen de la misma forma que los balances de energía, pero con la excepción de que mientras la energía se conserva, la exergía al pasar por un sistema técnico puede ser destruida o degradada, lo que significa que en los balances energéticos siempre la energía a la salida del sistema técnico será igual al valor de la energía a la entrada más la variación de la exergía en el sistema (Lápido and Alvarez, 2006).

La exergía puede ser física y química:

La **exergía física** depende de la temperatura entre la materia y el medio ambiente, lo que se denomina exergía térmica y viene dada por la siguiente expresión:

$$Ex = \Delta H - T_o \Delta S$$

Donde se muestra que la exergía de una corriente es función de la entalpía y de la entropía, de la corriente y del valor de la temperatura absoluta del ambiente ($\approx 298^\circ\text{K}$)

La **exergía química** se define como el máximo trabajo que se obtiene cuando se lleva una sustancia del estado ambiental al estado muerto por un proceso, involucrando transferencia de calor e intercambio de sustancia solamente con el medio ambiente. La exergía química coincide con la disminución de la función de Gibbs en el valor y como estado, coincide con el cambio del estado ambiental al estado muerto o de referencia.

La **exergía química** viene dada por la siguiente ecuación:

$$Ech = \sum x_i * Ech_i + R * T_o \sum x_i * \ln Y * x_i$$

Donde:

Ech: Exergía química estándar

x_i : Fracciones mol

γ : Coeficiente de actividad

T_0 : Temperatura en el estado de referencia.

(Kotas, 1995)

1.6 Integración energética de procesos.

La tecnología de integración de procesos tiene su origen en el sector petroquímico y se ha aplicado con éxito en muchas refinerías de petróleo. En general, el objetivo en el sector petroquímico es reducir las necesidades de energía y el software comercial en uso es típicamente Super Objetivo; alternativamente las grandes compañías petroleras, han desarrollado sus propios programas internos. Algunos de los esquemas implementados para lograr ahorros de energía incluyen: recuperación de calor a partir de corrientes de productos, en particular de las columnas de destilación; caldera de agua y alimentación de precalentamiento utilizando el calor residual; instalación de niveles adicionales de refrigeración. Los ahorros típicos son una reducción del 20% en el consumo de energía, aunque hay algunos informes de ahorros de hasta un 50%. Los períodos de recuperación son generalmente menos de dos años y puede ser tan bajo como de varios meses **(Pears, 1997)**.

1.6.1 Generalidades de la tecnología Pinch.

El Análisis Pinch (análisis de "pellizco"), también llamado método Pinch de diseño de procesos o tecnología Pinch, es utilizado para la síntesis y diseño de procesos a través de la implementación de la tecnología Pinch por integración de energía y para aplicar nuevos métodos de síntesis en el campo de la destilación. Ayuda a los ingenieros de diseño de procesos en el óptimo balance de capital y energía, a los más bajos costos de capital. Para llevar a cabo este análisis se utiliza una aplicación poderosa para el diseño de procesos a un costo mínimo, esta aplicación es una herramienta de los ingenieros químicos utilizada en plantas químicas y refinerías, la misma es conocida como ASPEN PINCH. Con ASPEN PINCH se pueden disminuir los costos mediante reducción de los requerimientos de equipos y energía hasta que se alcancen los objetivos del proceso. Cientos de procesos industriales a nivel mundial están siendo mejorados con ASPEN PINCH, logrando una reducción significativa de los costos. La clave de su efectividad radica en sus tecnologías complementarias, utilizadas a través de una interface de usuario gráfica e interactiva. ASPEN PINCH incorpora dentro de un sistema integrado el

más efectivo diseño de costos con tecnología Pinch, síntesis de destilación, modelos de calor y potencia y posibilidades de simulación.

El gran impacto de la tecnología Pinch está en la capacidad de identificación de los cambios del proceso. Aspen Pinch evalúa sistemáticamente los beneficios de los cambios en el diagrama de flujo, precalentamiento de carga a las columnas, cambios en las velocidades de flujo, corrientes de reciclo, presiones, reflujos y otras especificaciones.

Esta herramienta permite hacer una simulación detallada de los intercambiadores de calor, permite la evaluación térmica no sólo de unidades simples sino de los intercambiadores dentro de una red completa (**HURTADO and RINCÓN, 2003**).

En los últimos diez años el análisis de pliegue ha pasado de ser una herramienta dirigida a mejorar la eficiencia energética en el diseño de redes de recuperación de calor, a una metodología de optimización tanto para diseñar procesos nuevos como para modificar procesos existentes.

Sus objetivos, además del mejoramiento de la eficiencia energética del proceso, incluyen:

- a) Reducción del costo de capital.
- b) Reducción del costo de la energía.
- c) Reducción de emisiones contaminantes.
- d) Optimización del uso del agua.
- e) Mejoramiento de la operación y de la producción.

(Medellín and González, 1996)

En la actualidad cualquier diseño de un proceso industrial tiene como objetivo maximizar la recuperación de calor dentro del mismo proceso y reducir al mínimo las necesidades auxiliares de la energía. Para resolver la meta de la máxima recuperación de la energía (MER) se requiere de una red apropiada de intercambiadores de calor (HEN). El diseño de tal red no es una tarea fácil ya que la mayoría de los procesos implican una gran cantidad de corrientes de proceso y para uso general (**Espinosa Pedraja, 2001**).

Con la utilización de la Tecnología Pinch, el diseño de red ha llegado a ser sistemático y metódico. Esta tecnología incluye en sus conceptos básicos los siguientes:

- Curvas Compuestas Combinadas (caliente y fría).
- Curvas de composición.
- $\Delta T_{\text{mín}}$ y Punto Pinch.
- Gran curva compuesta.
- Diagrama de rejillas.

- Costo total.
- Principios (+/-) y de la colocación apropiada.
- Red de Intercambio de Calor. Retroajuste o modernización.

1.6.2 Conceptos básicos de la tecnología Pinch.

1. Curvas Compuestas Combinadas (calientes y frías).

Se emplean para predecir:

- Energía mínima requerida (requerimientos o utilidades auxiliares calientes y frías)
- Área mínima de la red requerida
- Número mínimo de unidades de intercambio requerido (**March, 1998**).

2. Curvas Compuestas.

Se construyen a partir de los datos de las corrientes de temperatura y capacidad calorífica, derivados de los balances de materiales y energía del proceso. Esta gráfica permite predecir los focos mínimos fríos y calientes previo al diseño del proceso. Ayuda a comprender la fuerza impulsora total para transferencia de calor del proceso y localiza la recuperación del calor en el punto de pellizco. Estas curvas se obtienen por sobre posición de las corrientes frías y calientes en un diagrama (T vs. H), las corrientes son separadas por la mínima diferencia de temperatura ($\Delta T_{\text{mín}}$). El calor puede ser recuperado donde los perfiles se sobreponen, mientras que las aberturas de los terminales muestran las necesidades de calentamiento y enfriamiento. El punto Pinch divide al sistema en dos sistemas termodinámicamente separados. Cada cual es un balance de entalpía con sus blancos (requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento). Esto brinda la simple pero poderosa observación de que los blancos solo serán obtenidos si no hay transferencia de calor a través del Pinch. Esto es significativo, sólo hay que buscar una estructura de red que minimice el consumo de energía. Con este principio del Pinch es fácil diseñar plantas eficientemente energéticas (**Linnhoff, 1979**).

3. Diferencia de temperatura mínima. $\Delta T_{\text{mín}}$.

El valor de $\Delta T_{\text{mín}}$ determina cuán cerca pueden colocarse las curvas compuestas caliente y fría sin violación de la segunda ley de la termodinámica; que prohíbe cualquier cruce de temperatura entre las corrientes caliente y fría, es decir, se debe permitir siempre una fuerza impulsora mínima para la transferencia de calor. Así, las temperaturas de las corrientes calientes y frías en cualquier punto en el intercambiador deben tener siempre

una diferencia mínima (ΔT_{min}). Este valor de ΔT_{min} representa el “cuello de botella” en la recuperación del calor **(Linnhoff, 1979)**.

4. El punto Pinch.

Es el menor valor de las temperaturas de las corrientes calientes por sobre el cual ningún enfriamiento utilitario puede llevarse a cabo. Es a la vez, el mayor valor de temperatura de las corrientes frías por debajo del cual ningún calentamiento utilitario puede llevarse a cabo. El diseño que usa el consumo mínimo de utilidades no puede tener intercambio de calor a través del “Pinch”. El Pinch divide el sistema general en dos subsistemas separados termodinámicamente cada uno de los cuales está en el balance de entalpía como su blanco de utilidad obteniéndose una potente información. Cualquier calor transferido a través del Pinch tendrá que ser suministrado desde la utilidad caliente y sobre el mínimo requerido y si se aplica un balance entálpico se podrá observar que este calor será rechazado a la utilidad fría; es decir, la corriente por encima del Pinch no puede absorber más calor que el correspondiente a su balance de entalpía y los excesos solo incrementan los consumos de utilidades tanto calientes como fríos. Los blancos de utilidad se formarán solo si no hay transferencia de calor a través del Pinch lo cual es suficiente para garantizar un consumo de energía mínimo **(March, 1998)**.

5. Gran Curva Compuesta.

Los diagramas Temperatura – Entalpía (T - H) conocidos, como se han venido utilizando durante muchos años para establecer objetivos de energía en el diseño. Las curvas compuestas consisten en perfiles de Temperatura (T) - Entalpía (H) de la disponibilidad del calor en el proceso (Curva compuesta caliente) y de la demanda de calor en el proceso (Curva compuesta fría) juntas en una representación gráfica **(Espinosa Pedraja, 2001)**.

6. Diagrama de rejillas.

En este diagrama se desarrolla el trabajo neto de recuperación del calor en el proceso con el uso del método de diseño Pinch. El diagrama de rejillas es una representación de las diferentes corrientes calientes y frías con posibilidades de intercambiar calor, especificándose la potencialidad de cada una así como los niveles de temperatura inicial y terminal. De esta forma es posible ir apareando las corrientes de acuerdo con las necesidades de calor a intercambiar. Hay que tener en cuenta como un requisito importante la capacidad calorífica de cada corriente, ya que es un parámetro que puede indicar la necesidad de dividir el flujo de una corriente, ya sea caliente o fría a fin de facilitar la operación de intercambio de calor **(Espinosa Pedraja, 2001)**.

7. Costo total.

Es empleado para determinar el nivel óptimo de recuperación del calor o el valor óptimo de $\Delta T_{\text{mín}}$, balanceando los costos de energía y de inversión. Con este método, es posible obtener una buena estimación (dentro de 10 – 15%) de los costos totales del sistema de recuperación del calor sin tener que diseñar el sistema (**Espinosa Pedraja, 2001**).

8. Principios (+/-) y de la colocación apropiada.

El principio de "Más/Menos" proporciona una guía con respecto a cómo un proceso se puede modificar para reducir necesidades auxiliares y costos para asociados. El principio de la colocación apropiada indica una integración apropiada de los equipos fundamentales como columnas de destilación, evaporadores, hornos, etc. para reducir los requerimientos auxiliares del sistema combinado (**Medellín and González, 1996**).

9. Red de Intercambio de Calor. Retroajuste o modernización.

Analizar una planta existente y ver la posibilidad de hacer mejoras para reducir la energía y las emisiones e incrementar la rentabilidad se conoce como situación de retroajuste o modernización.

La estrategia para los problemas de retroajuste, necesitan ser algo diferente de los de un nuevo diseño, para ello son posible al menos tres enfoques:

- Desarrollar un diseño de mínimo requerimiento de energía (MER) como para una planta nueva, pero donde existe opción, favorece los acoples con los que existen en la red actual.
- Comenzar con la red existente y trabajar hacia un diseño de mínimo de requerimiento de energía (MER). Se identifica el $\Delta T_{\text{mín}}$ actual y se calculan las metas y el punto pinch. Luego se grafican en el diagrama de rejilla los intercambiadores existentes, (calentadores y enfriadores) y se observa cuáles son los que violan las reglas del pinch. Se procede entonces a identificar las vías para añadir nuevos acoples que corrijan estos problemas.
- Comenzar con la red existente e identificar los cambios más críticos requeridos en la estructura de la red para dar una reducción sustancial de la energía. Este método será apropiado si el diseño de máxima recuperación de energía es diferente en configuración al existente de manera que son virtualmente incompatibles (**Espinosa Pedraja, 2001**).

1.6.3 Pasos del análisis de integración energética Pinch.

Para aplicar la herramienta Pinch en un proceso existente es necesario seguir los siguientes pasos:

1. Identificación de las corrientes calientes, frías y para uso general en el proceso.
 - las corrientes calientes son las que se deben enfriar o están disponibles para ser enfriadas.
 - las corrientes frías son las que deben ser calentadas.
 - las corrientes para uso general se utilizan para calentar o para enfriar corrientes del proceso, cuando el intercambio de calor entre las corrientes de proceso no es práctico o económico. En la industria se utilizan diversos sistemas auxiliares calientes (vapor, agua caliente, humo, etc.) y fríos (agua de enfriamiento, aire, refrigerante, etc.)
2. Extracción de los datos térmicos para las corrientes del proceso y para uso general.

Para cada corriente caliente, fría y para uso general identificada, se extraen los siguientes datos térmicos a partir del diagrama de flujo del proceso y de los balances de masa y energía.

- Temperatura de la fuente [T_1 ($^{\circ}\text{C}$)]: temperatura en la cual la corriente está disponible.
- Temperatura del objetivo [T_2 ($^{\circ}\text{C}$)]: temperatura a la que se debe llevar la corriente.
- Capacidad calorífica del flujo másico [CP ($\text{kW}/^{\circ}\text{C}$)]: es el producto del flujo másico " m " (kg/s) y el calor específico [C_p ($\text{kJ}/\text{kg}^{\circ}\text{C}$)].
- Variación de entalpía (ΔH): asociado a una corriente que pasa a través del intercambiador.

3. Selección del valor inicial de $\Delta T_{\text{mín}}$.

El valor de $\Delta T_{\text{mín}}$ está determinado por los coeficientes globales de transferencia de calor (U) y la geometría del intercambiador de calor. En un diseño de red, el tipo de intercambiador de calor que se utilizará determinará el $\Delta T_{\text{mín}}$ práctico para la red.

4. Construcción de las curvas compuestas y de la Gran Curva Compuesta.

Las curvas compuestas consisten en perfiles de Temperatura (T) - Entalpía (H) de la disponibilidad del calor en el proceso (Curva compuesta caliente) y de la demanda de calor en el proceso (Curva compuesta fría), juntas en una representación gráfica.

5. Estimación del capital de inversión para la red de intercambio de calor.

El costo total de inversión para la red de intercambio de calor depende de tres factores:

- El área total de intercambio de calor de la red.
- El número mínimo de intercambiadores de calor.

- La distribución del área entre los intercambiadores.

La Tecnología Pinch permite calcular el área total de intercambio de calor y el número mínimo de unidades de transferencia de calor en la red sin haber realizado el diseño detallado. Se asume que el área de intercambio está igualmente distribuida entre los intercambiadores, la distribución del área no puede predecirse de antemano.

1. Cálculo del área de intercambio:

El cálculo del área de intercambio de calor para un intercambiador a contracorriente requiere del conocimiento de las temperaturas de entrada y salida de las corrientes (MLDT) y del Coeficiente global de transferencia de calor (U) y se halla por la ecuación:

$$A = \frac{Q}{U * MLDT}$$

Las curvas compuestas pueden dividirse en un conjunto consecutivo de intervalos de entalpía de forma tal que, dentro de cada intervalo tanto la curva caliente como la fría no cambien de pendiente. Dentro de cada intervalo se asume que el intercambio ocurre en un intercambiador a contracorriente. La siguiente figura muestra el procedimiento descrito:

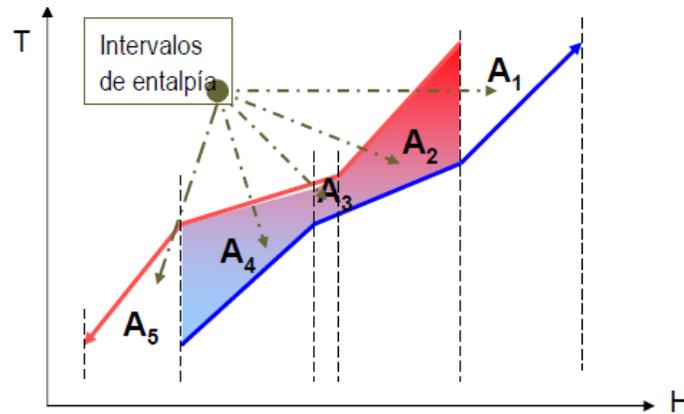


Figura 1.1. Estimación del área_{MIN} de la red de intercambio de calor a partir de las curvas compuestas.

Entonces el área mínima se calcula como se muestra a continuación:

$$A_{min} = \sum_i^{intervalo} \left[\frac{1}{MLDT} \right] \sum_i^{corriente} \left[\frac{q_i}{h_j} \right]$$

2. Determinación del número mínimo de unidades de intercambio de calor.

- El número mínimo de intercambiadores de calor se puede calcular a partir de las Curvas

Compuestas, aplicando el siguiente procedimiento:

- Se construyen las curvas compuestas equilibradas; es decir, aquellas que incluyen las corrientes de servicios.
- Se divide el problema en dos zonas: las corrientes situadas sobre el Pinch, y las situadas bajo el Pinch. Se cuenta el número de corrientes situadas en cada zona y se aplica la siguiente ecuación, derivada de la Teoría de Grafos:

$$N_{\min} = (C_{\text{sobre Pinch}} - 1) + (C_{\text{bajo Pinch}} - 1)$$

No obstante, es importante hacer notar que existen diferentes software que pueden ser empleados para estudios de integración energética, tales como ASPEN PINCH, Target, HENSAD, entre otros; y que dan entre sus resultados el número mínimo de unidades de intercambio de calor.

6. Estimación del valor de ΔT óptimo.

Para determinar el valor óptimo del ΔT_{\min} , se colocan en un gráfico para diferentes valores de ΔT_{\min} : el costo total anual (la suma del costo total de energía anual y del costo de inversión anual). El ΔT_{\min} óptimo será aquel para el que se obtenga el costo total mínimo.

7. Estimación de los objetivos prácticos para el diseño de la red de intercambio de calor.

Valores altos de ΔT_{\min} resultan en requerimientos de servicio caliente y frío, y por tanto se desea un ΔT_{\min} tan bajo como sea posible, para obtener una eficiencia energética máxima. Sin embargo, hay un inconveniente; menores valores de ΔT_{\min} dan mayores y más costosos intercambiadores de calor.

De las características de las curvas compuestas se deducen tres reglas de diseño que resumen el principio de la división dada por el Punto Pinch y constituyen la clave de la aplicación de esta tecnología, estas reglas son:

1. No enfriar con servicios arriba del Punto Pinch.
2. No calentar con servicios debajo del Punto Pinch.
3. No transferir calor de temperaturas arriba del Punto Pinch a temperaturas debajo del Punto Pinch.

La violación de cualquiera de estas Reglas traerá como consecuencia mayor requerimiento de energía mínima teóricamente posible.

La esencia de la aplicación de la Tecnología Pinch está en explorar las opciones de modificación del diseño del proceso principal con el objetivo final de reducir ambos: el costo de la energía auxiliar y el costo de inversión.

8. Diseño de la Red de intercambio de calor.

El Método de Diseño Pinch (MDP) permite diseñar una buena red de intercambio de calor con objetivos energéticos dentro de límites prácticos. El método presenta, fundamentalmente, dos importantes aspectos:

- La región del Punto Pinch es la parte más restringida del problema, por tanto se comienza el diseño en el Pinch y se continúa hacia las regiones.

El diseñador puede escoger entre varias opciones de corrientes a intercambiar (emparejamiento).

En efecto, el diseño de la red examina cuáles corrientes “calientes” pueden ser “casadas” con corrientes “frías” con el objetivo de recuperar energía. Esto se hace empleando un método heurístico para identificar las cargas de calor en el intercambiador Pinch.

Como el Pinch divide el sistema de intercambio de calor en dos regiones térmicamente independientes, la Red de Intercambio de Calor (HEN) para ambas regiones Pinch (arriba y abajo) se diseña separadamente y después se integran y optimizan. Este método gráfico de representación de las corrientes y los “emparejamientos” entre ellas para la recuperación de energía como se explicó anteriormente recibe se conoce como diagrama de rejilla (**Espinosa Pedraja, 2001**).

1.7 Casos de estudio de la integración energética en las secciones de destilación atmosférica y destilación al vacío en la refinería de petróleo.

En la literatura se reportan trabajos en los que se aplica el análisis Pinch en procesos de refinación de petróleo (**Espinosa Pedraja, 2001, Pedraja and Touset, 2001, HURTADO and RINCÓN, 2003**) para el desarrollo de integraciones energéticas en redes de intercambiadores de calor con el objetivo de minimizar los costos de energía a partir del intercambio térmico entre las corrientes de proceso y obtener la máxima eficiencia termodinámica en los calores que se intercambian entre las ellas. Los resultados obtenidos en estos trabajos han sido satisfactorios, de manera tal que se han identificado sobreconsumos de utilidades que implican costos mayores en el proceso y se han podido proponer redes de intercambio de calor más económicas con un mayor aprovechamiento de los calores de las corrientes de proceso y con un número mínimo de equipos intercambiadores de calor.

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 28 crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

CAPÍTULO 2. Caracterización de la tecnología de refinación de crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

2.1 Principales usos de los productos que se obtienen en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

La Refinería "Sergio Soto Valdés" de Cabaiguán, es una empresa refinadora de petróleo, trabaja de forma continua 330 días al año, 24 horas al día, actualmente procesa un flujo de crudo de 500 t/d aproximadamente. Los días restantes en el año se prevén para paradas imprevistas o reparaciones. Está integrada a la economía nacional a través de la Unión CUPET (Cuba Petróleos), quien es la comercializadora de los productos obtenidos de la producción de la fábrica:

- Nafta, se vende a las Fuerzas Armadas Revolucionarias (FAR) para el lavado de piezas.
- Diésel y gasolina, para abastecer los ServiCentros de las provincias centrales.
- Fuel – oil, para los grupos electrógenos y calderas de otras empresas.
- Asfalto, se vende a la construcción para la pavimentación de carreteras.
- Aceite transformador, para los transformadores de hasta 33 KVA de la Empresa Eléctrica.
- Aceite I-12, como componente para la fabricación de otros aceites.
- Aceite Sigatoka, se utiliza en la agricultura, contra plagas.
- Mezclas Diésel - Fuel, se vende a otras empresas para el consumo de calderas que llevan este combustible (**Valdés, Valdés**).

En la fábrica se obtienen otros productos para el uso interno de la misma como son:

- **Nafta solvente reductora de viscosidad**, se utiliza para el aligeramiento de los crudos a procesar.
- **Fuel – oil**, como insumo en las calderas, además como materia prima para la producción de cortes de vacío dentro de ellos el asfalto.
- **Corte lateral o R3**, utilizado para la producción de aceites básicos.

Como en esta Refinería se trabaja con dos tipos de crudo, las producciones van a depender de ello, por ejemplo, si la corrida está conformada por crudo Pina – Cristales, se obtienen los cortes habituales de destilación atmosférica (nafta, queroseno, diesel y fuel-oil), pero en la sección de destilación al vacío se obtiene por el tope diesel de vacío, corte lateral R3 como materia prima para la producción de aceites básicos, una mezcla de fuel

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 29 crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

– diesel que no cumple con las especificaciones y por el fondo fuel pesado. Por otra parte si la corrida es con crudo Matanzas se obtiene lo mismo en destilación atmosférica, sin embargo, en la sección de destilación al vacío, por el tope se obtiene diesel fuera de especificaciones, por los platos intermedios R3 como diesel fuera de parámetros para ser materia prima en la producción de aceites básicos, fuel ligero y por el fondo asfalto.

NOTA: En este trabajo se realizaron los análisis tomando los datos del proceso correspondientes a la corrida del crudo de Pina.

2.1.1 Descripción del proceso de refinación de crudo, en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

El proceso de refinación de crudo, específicamente en la Refinería "Sergio Soto Valdés" se lleva a cabo de la siguiente forma: la materia prima es almacenada en los tanques de recepción de crudo, este se inyecta a la planta de destilación atmosférica y vacío mediante las bombas P-105 A o B, donde el crudo inyectado pasa al banco de intercambiadores de calor correspondientes a la destilación atmosférica, aquí el crudo se calienta aproximadamente hasta 190^oC por el calor cedido por las corrientes de destilados. Este banco de intercambio consta de ocho intercambiadores de calor de tubo y coraza (E-203 A, B, C, D, E, F, G y H) utilizando para calentar el reflujo tope vacío, queroseno, reflujo intermedio o diesel, corte lateral ligero (R3), fondo de vacío, corte lateral pesado (R2) y fuel o fondo de vacío. El petróleo crudo entra al horno F-101 donde se eleva la temperatura en un rango de 320 a 340 °C. El crudo parcialmente vaporizado entra en la zona de alimentación de la torre de destilación atmosférica T-101 que cuenta con 21 platos de copas y un plato de malla, donde se obtienen la nafta, el queroseno, el diesel y el fuel de fondo. Por los platos 7 y 9 se extrae el corte de diesel mediante las 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, con la posibilidad de entrar al E-203 E, y al enfriador E-105 C y siempre que presente la acidez por encima del valor establecido ($\text{pH} > 0,6$) se envía al tratamiento con sosa cáustica, o se mezcla con el queroseno ya sea en planta o tanque y posteriormente es enviado al tanque de producción No. 43. El queroseno se extrae de los platos 13, 14, 15 y 16 utilizando igualmente cajas de extracción parcial. Este producto entra a la torre

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 30 crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

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 reductor de viscosidad 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 los gases, el vapor de agua, vapores de nafta y reflujo del tope pasan a los condensadores E-103 A y B o E-103 C y D donde se enfrían y condensan estos vapores, pasando 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 P101 A o B como reflujo al tope y el resto de la nafta se envía al enfriador E-105 A y al tanque No. 19 de tratamiento con sosa, pasando por reboso a su tanque de almacenamiento No. 64, siempre que su destino sea para la producción de gasolina, de lo contrario se enviaría para el tanque de producción No. 18 como producto reductor de viscosidad sin pasarla por dicho tratamiento. El agua obtenida 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, llegando al horno F-102 donde se calienta de 370 a 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. El producto pasa a la zona de alimentación de la torre T-201, entre los platos 3 y 4, que se encuentran 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 colector)

En esta separación inicial los vapores ascienden en la torre y el líquido cae al fondo. El fondo de la torre (R1) mantiene su nivel con un lazo en el autómata (LIC-01) accionando

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

la neumática existente en las bombas P-201 (A o B) y es bombeado a través de los intercambiadores E-203 H y E-203 F, siempre que no se utilice para plato 5, donde le ceden calor al crudo inyectado a la parte atmosférica; de donde una parte (de ser necesaria) es enviada a la succión de la bomba P-109, para ser reprocesado y el resto pasa posteriormente 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 y 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.

La primera extracción de producto (R2) 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 de malla operándose esta 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 o como Petróleo Combustible Pesado (PCP).

La siguiente salida es por el plato 13, siendo un reflujo intermedio cuyo control se hace con un lazo en cascada de la temperatura del plato (TIC-04) con el flujo. 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-203 E para el enfriamiento del diesel atmosférico.

La segunda extracción de producto (R3) 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 el 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.

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 32 crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

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 (TIC04).

La próxima salida es el reflujo al tope (RT), 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 yendo el mismo a una línea del manifold, pudiendo pasar a los distintos tanques de corte de aceite así como el diesel y el crudo en caso que no cumplan 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 reflujo de productos al plato inferior al 24 y la otra posibilidad es reflujo de 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 diesel, al crudo o al tanque No. 37. Los vapores no condensados pasan al eyector primario donde son arrastrados por el vapor de agua mezclándose con él y pasando al segundo condensador E-201 B, donde se condensan 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 que antes de tirarse a la atmósfera son tratados con hidróxido de sodio. Los gases que están presentes en el D201 salen a la atmósfera a través de la conexión que comunica el tambor con la salida del silenciador (**Valdés, Valdés**).

NOTA: El corte R3 corresponde a aceite transformador, aceite I-12 y aceite sigatoka; el corte R2 corresponde al fuel medio y fuel ligero y el corte R1 corresponde al fuel pesado o asfalto. Estos cortes reciben el mismo tratamiento que el queroseno, el diesel y la nafta. La figura 2.1 muestra el diagrama de bloques con la representación del proceso explicado anteriormente. Ver en (**Anexo #1**) el diagrama de flujo correspondiente a este proceso.

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés". 34

2.2.1 Balances de masa y energía en la torre de Destilación Atmosférica (T-101)

En la torre de Destilación Atmosférica se obtienen las diferentes fracciones del petróleo a partir de sus temperaturas de ebullición, para lograr la destilación se le inyecta a la torre vapor saturado por la parte inferior de la columna. Los balances de materiales se realizaron tomando como referencia la curva TBP (True Boiling Point) más reciente para el crudo de Pina con los diferentes por cientos de salida de los destilados. La tabla 2.1 muestra los por cientos de salida de los destilados y en las tablas 2.2 y 2.3 se representan los balances de masa y energía respectivamente.

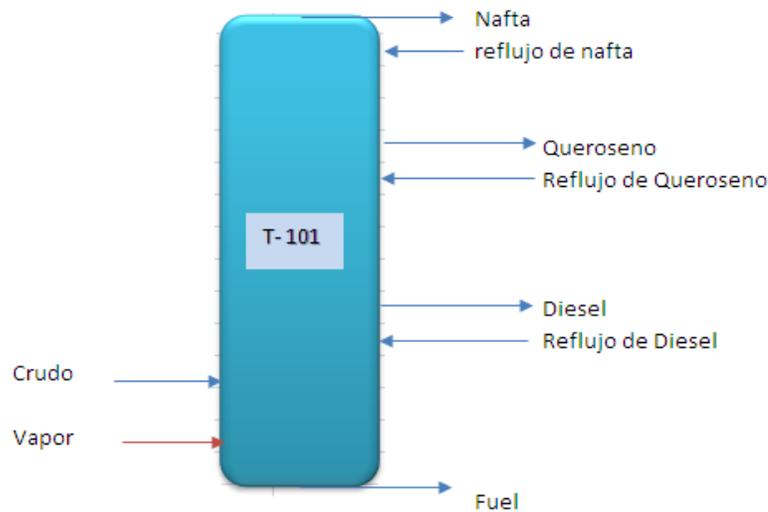


Figura 2.2: Diagrama representativo de la torre de Destilación Atmosférica.

Tabla 2.1. Porcientos máxicos estimados a la salida de la torre de destilación atmosférica.

Destilados	Porcientos de salida
Nafta	6
Queroseno	17,75
Diesel	16
Fuel oil	60
Pérdidas	0,25

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

Tabla 2.2. Cálculo de las corrientes de los destilados obtenidos en la torre de destilación atmosférica.

Datos (base másica)	Ecuaciones	Resultados
<p>$m_c = 20\ 866,3\ \text{kg}$ <u>Por cientos de salida de los destilados:</u> Nafta = 6% Queroseno = 17,75% Diesel = 16% Fuel oil = 60% Pérdidas = 0,25% Para determinar la masa de nafta que se refluja a la torre se toma la relación de $L/D=1,5\%$.</p>	$M_{\text{nafta}} = \frac{m_c * \%n}{100}$ $M_{\text{quero}} = \frac{m_c * \%q}{100}$ $M_{\text{diesel}} = \frac{m_c * \%d}{100}$ $M_{\text{fuel}} = \frac{m_c * \%f}{100}$ $M_{\text{pérd}} = \frac{m_c * \%p}{100}$ $L = 0,015 * M_{\text{nafta}}$	<p>$M_n = 1251,97\text{kg}$ $M_q = 3703,76\ \text{kg}$ $M_d = 3338,60\ \text{kg}$ $M_f = 12\ 519,78\ \text{kg}$ $M_p = 52,16\ \text{kg}$ $L = 18,77\ \text{kg}$</p>

Leyenda:

m_c : Masa de crudo M_d : Masa de diesel L: Reflujo de nafta.
 M_n : Masa de nafta M_f : Masa de fuel oil.
 M_q : Masa de queroseno M_p : Masa de pérdidas.

Tabla 2.3. Balances de energía en la torre de destilación atmosférica.

Datos	Ecuación	Resultado
<p><u>Crudo</u> $T_e = 298\ ^\circ\text{C}$ $M_c = 20\ 866,3\ \text{kg}$ $H_c\ (\text{fase líquida}) = 138,29\ \text{kcal/kg}$ $H_c\ (\text{fase vapor}) = 369,63\ \text{kcal/kg}$ $x = 0,21\ \ y = 0,79$</p>	$Q_c = M_c * (H_c * x + H_{cv} * y)$	<p>$Q_c = 18\ 242\ 598,6\ \text{kcal/h}$</p>
<p><u>Vapor</u> $T_e = 179\ ^\circ\text{C}$ $M_v = 1043,31\ \text{kg}$ $H_v = 115,6\ \text{kcal/kg}$</p>	$Q_v = M_v * H_v$	<p>$Q_v = 120\ 607,214\ \text{kcal/h}$</p>
<p><u>Nafta</u> $T_s = 100\ ^\circ\text{C}$ $M_n = 1251,97\ \text{kg}$ $H_n = 98,64\ \text{kcal/kg}$</p>	$Q_n = M_n * H_n$	<p>$Q_n = 123\ 500,16\ \text{kcal/h}$</p>
<p><u>Queroseno</u> $T_s = 164\ ^\circ\text{C}$ $M_q = 3703,76\ \text{kg}$ $H_q = 148,52\ \text{kcal/kg}$</p>	$Q_q = M_q * H_q$	<p>$Q_q = 550\ 084,54\ \text{kcal/h}$</p>
<p><u>Diesel</u> $T_s = 245\ ^\circ\text{C}$</p>	$Q_d = M_d * H_d$	<p>$Q_d = 666\ 068,32\ \text{kcal/h}$</p>

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

Md= 3338,60 kg Hd =199,50 kcal/kg		
<u>Fuel</u> Ts = 251 °C Mf= 12 519,78 kg Hf= 202,27 kcal/kg	$Q_f = M_f \cdot H_f$	Qf= 2 532 447,26 kcal/h
<u>Para el reflujo de nafta</u> Te = 65°C Ts = 100°C He = 82,01 kcal/kg Hs = 98,64 kcal/kg Mr= 18,77 kg	$Q_r = M_r \cdot (H_s - H_e)$	Qr= 312,21 kcal/h

Leyenda:

Te: Temperatura de entrada de los fluidos a la torre de destilación.

Ts: Temperatura de salida de los fluidos de la torre de destilación.

Mc: Masa de crudo.

Mv: Masa de vapor.

Hc: Entalpía del crudo.

Hv: Entalpía del vapor.

Mn: Masa de nafta.

Mq: Masa del queroseno.

Hn: Entalpía de la nafta.

Hq: Entalpía del queroseno.

Md: Masa de diesel.

Mr: Masa del reflujo de nafta.

Hd: Entalpía del diesel.

He: Entalpía del reflujo a la entrada de la torre.

Mf: Masa del fuel.

Hs: Entalpía del reflujo a la salida de la torre.

Hf: Entalpía del fuel.

Q: Flujo calórico.

2.2.2 Balances de masa en los despojadores de destilación atmosférica.

Para determinar las corrientes de reflujo de queroseno y diesel a la torre, así como la masa de cada uno de estos destilados que pasa hasta los intercambiadores de calor, se realizaron balances de masa en los despojadores, estos equipos emplean vapor para separar los compuestos más ligeros de los destilados obteniéndose estas corrientes más puras, los balances de masa se muestran en la tabla 2.4.

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 37
 crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

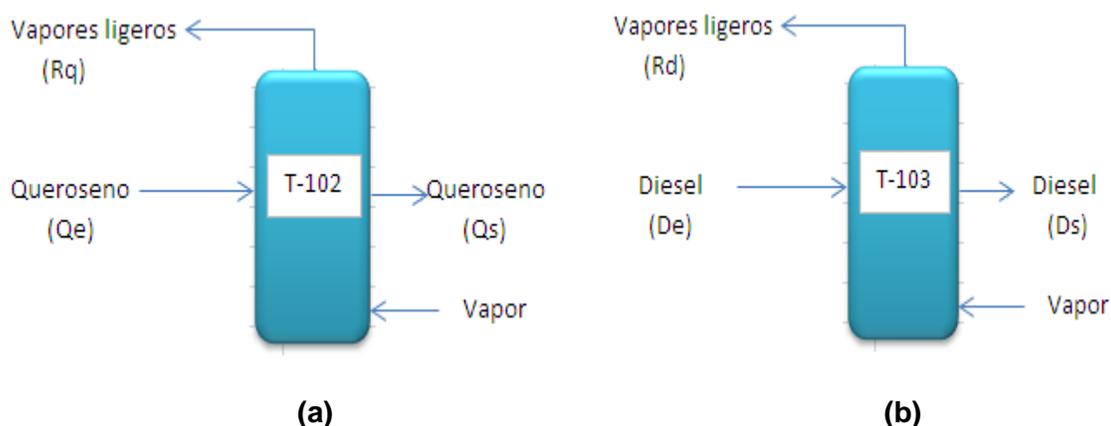


Figura 2.3: Diagramas representativos de las torres despojadoras de queroseno (a) y diesel (b).

Tabla 2.4. Balances de masa en los despojadores de queroseno y diesel.

Datos	Ecuación	Resultado
<u>Despojador de queroseno (T-102)</u> $Q_e = 3703,76 \text{ kg}$ $\eta_{\text{despojador}} = 0,85$ Por datos del área técnica: El consumo de vapor en el despojador es de aproximadamente 0,05 (kg de vapor / kg de queroseno.)	$\text{Vapor} = 0,05 * Q_e$	Vapor = 185,18 kg
Por cada 8 kg de queroseno que entra, 1kg se refluja.	$R_q = \frac{Q_e * 1 \text{ kg}}{8 \text{ kg}}$ $Q_e + \text{vapor} = Q_s$ $Q_e + \text{vapor} = Q_s + R_q$	$R_q = 462,97 \text{ kg}$ $Q_s = 3425,98 \text{ kg}$ Hacia el intercambiador.
<u>Despojador de diesel (T-103)</u> $D_e = 3338,60 \text{ kg}$ $\eta_{\text{despojador}} = 0,85$ Por datos del área técnica: El consumo de vapor en el despojador es de aproximadamente 0,05 (kg de vapor / kg de diesel).	$\text{Vapor} = 0,05 * D_e$	Vapor = 166,93 kg
Por cada 8 kg de diesel que entra, 1kg se refluja.	$R_d = \frac{D_e * 1 \text{ kg}}{8 \text{ kg}}$ $D_e + \text{vapor} = D_s$ $D_e + \text{vapor} = D_s + R_d$	$R_d = 417,32 \text{ kg}$ $D_s = 3088,21 \text{ kg}$ Hacia el intercambiador.

Legenda:

Q_e : Flujo de queroseno que entra a la torre despojadora.

$\eta_{\text{despojador}}$: Eficiencia del despojador.

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 38 crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

Rq: Masa de queroseno que se refluja.

D_e: Flujo de diesel que entra a la torre despojadora.

Rd: Masa de diesel que entra a la torre despojadora.

Q_s: Flujo de queroseno que sale de la torre despojadora.

D_s: Flujo de diesel que sale de la torre despojadora.

2.2.3 Balances de masa y energía en la torre de Destilación al Vacío (T-102).

En la torre de Destilación al Vacío la materia prima la constituye el fuel oil que se obtiene por el fondo de la unidad de Destilación Atmosférica. Esta torre trabaja a una presión inferior a la atmosférica. Para lograr la destilación se le inyecta a la torre vapor sobrecalentado por la parte inferior de la columna. Los balances de materiales se realizaron tomando como referencia la curva TBP (True Boiling Point) más reciente para el crudo de Pina con los diferentes por cientos de salida de los destilados, la tabla 2.5 muestra los resultados y la tabla 2.6 muestra los balances de energía.

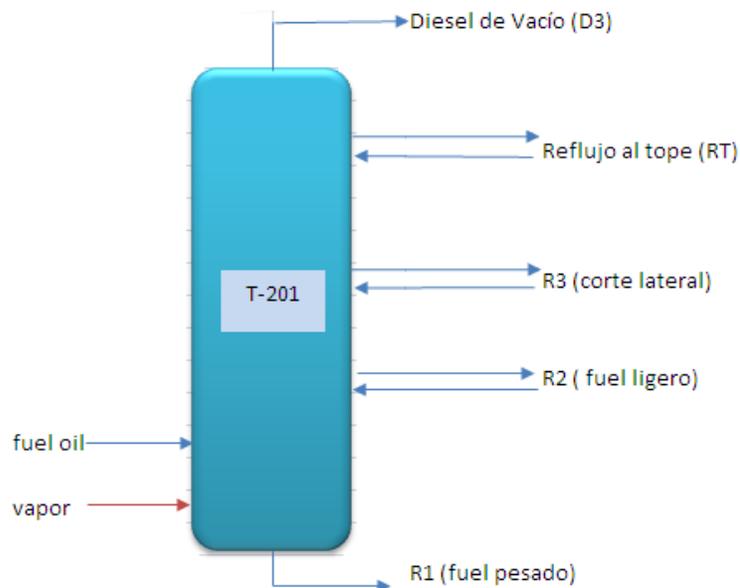


Figura 2.4: Diagrama representativo de la torre de Destilación al Vacío.

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

Tabla 2.5. Balances de masa en la torre de destilación al vacío.

Datos (base másica)	Ecuaciones	Resultados
<p style="text-align: center;">$M_f = 12\,519,78 \text{ kg}$</p> <p style="text-align: center;"><u>Porcentos de salida de los destilados:</u></p> <p style="text-align: center;">D3 = 2,5%</p> <p style="text-align: center;">RT = 5%</p> <p style="text-align: center;">R3 = 18%</p> <p style="text-align: center;">R2 = 24,15%</p> <p style="text-align: center;">R1 = 50%</p> <p style="text-align: center;">Pérdidas = 0,35%</p> <p style="text-align: center;">Para el reflujo de RT a la torre: L/D= 1,3%</p>	$M_{D3} = \frac{m_f * \%D3}{100}$ $M_{RT} = \frac{m_f * \%RT}{100}$ $M_{R3} = \frac{m_f * \%R3}{100}$ $M_{R2} = \frac{m_f * \%R2}{100}$ $M_{R1} = \frac{m_f * \%R1}{100}$ $M_{pérd} = \frac{mf * \%p}{100}$ $L / M_{RT} = 0,013$	<p style="text-align: center;">$M_{D3} = 312,99 \text{ kg}$</p> <p style="text-align: center;">$M_{RT} = 625,98 \text{ kg}$</p> <p style="text-align: center;">$M_{R3} = 2253,56 \text{ kg}$</p> <p style="text-align: center;">$M_{R2} = 3023,52 \text{ kg}$</p> <p style="text-align: center;">$M_{R1} = 6259,89 \text{ kg}$</p> <p style="text-align: center;">$M_p = 43,81 \text{ kg}$</p> <p style="text-align: center;">L= 8,13</p>

Leyenda:

M_f : Masa de fuel.

M_{R3} : Masa de R3.

M_p : Masa de pérdidas.

M_{D3} : Masa de D3.

M_{R2} : Masa de R2.

L: Reflujo.

M_{RT} : Masa de RT.

M_{R1} : Masa de R1.

Tabla 2.6. Balances de energía en la torre de destilación al vacío.

Datos	Ecuación	Resultados
<p style="text-align: center;">$T_{e.fuel} = 385 \text{ °C}$</p> <p style="text-align: center;">$M.fuel = 12\,519,78 \text{ kg}$</p> <p style="text-align: center;">H. fuel. (fase líquida)= 304,79 kcal/kg</p> <p style="text-align: center;">H. fuel. (fase vapor)= 370,74 kcal/kg</p> <p style="text-align: center;">$x = 0,21 \quad y = 0,79$</p>	$Q_f = M_f * (H_{fl} * x + H_{fv} * y)$	<p style="text-align: center;">$Q_f = 4\,468\,277,7 \text{ kcal/h}$</p>
<p style="text-align: center;">$T_{e.vapor} = 220 \text{ °C}$</p> <p style="text-align: center;">$M.vapor = 250,39 \text{ kg}$</p> <p style="text-align: center;">H. vapor= 218,3 kcal/kg</p>	$Q_v = M_v * H_v$	<p style="text-align: center;">$Q_v = 54\,661,35 \text{ kcal/h}$</p>
<p style="text-align: center;">$T_{s.D3} = 95 \text{ °C}$</p> <p style="text-align: center;">$M.D3 = 312,99 \text{ kg}$</p> <p style="text-align: center;">H. D3= 98,64 kcal/kg</p>	$Q_{D3} = M_{D3} * H_{D3}$	<p style="text-align: center;">$Q_{D3} = 30\,875,04 \text{ kcal/h}$</p>
<p style="text-align: center;">$T_{s.RT} = 145 \text{ °C}$</p> <p style="text-align: center;">$M.RT = 625,98 \text{ kg}$</p> <p style="text-align: center;">H. RT = 138,54 kcal/kg</p>	$Q_{RT} = M_{RT} * H_{RT}$	<p style="text-align: center;">$Q_{RT} = 86\,727,64 \text{ kcal/h}$</p>
<p style="text-align: center;">$T_{s.R3} = 239 \text{ °C}$</p> <p style="text-align: center;">$M.R3 = 2253,56 \text{ kg}$</p> <p style="text-align: center;">H. R3 = 196,73 kcal/kg</p>	$Q_{R3} = M_{R3} * H_{R3}$	<p style="text-align: center;">$Q_{R3} = 443\,351,72 \text{ kcal/h}$</p>
<p style="text-align: center;">$T_{s.R2} = 294 \text{ °C}$</p> <p style="text-align: center;">$M.R2 = 3023,52 \text{ kg}$</p> <p style="text-align: center;">H. R2= 228,32 kcal/kg</p>	$Q_{R2} = M_{R2} * H_{R2}$	<p style="text-align: center;">$Q_{R2} = 690\,338,18 \text{ kcal/h}$</p>
<p style="text-align: center;">$T_{s.R1} = 307 \text{ °C}$</p> <p style="text-align: center;">$M.R1 = 6259,89 \text{ kg}$</p>	$Q_{R1} = M_{R1} * H_{R1}$	<p style="text-align: center;">$Q_{R1} = 1\,463\,962,66 \text{ kcal/h}$</p>

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 40 crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

H. R ₁ =233,86 kcal/kg <u>Para el reflujo de RT</u> Te. reflujo= 40°C Ts. reflujo= 145°C He. reflujo= 82,84 kcal/kg Hs. reflujo= 138,54 kcal/kg Masa de reflujo= 8,13 kg	$Q_r = M_r \cdot (H_{\text{salida reflujo}} - H_{\text{entrada reflujo}})$	Q _r = 453,23 kcal/h
---	--	--------------------------------

Leyenda:

Te: Temperatura de entrada de los fluidos a la torre de destilación.

Ts: Temperatura de salida de los fluidos de la torre de destilación.

M_f: Masa de fuel.

M_v: Masa de vapor.

H_f: Entalpía del fuel.

H_v: Entalpía del vapor.

M_{D3}: Masa de D₃.

M_{R1}: Masa de R1.

H_{D3}: Entalpía de D₃.

H_{R1}: Entalpía de R1.

M_{RT}: Masa de RT.

M_{R2}: Masa de R2.

H_{RT}: Entalpía de RT.

H_{R2}: Entalpía de R2

M_{R3}: Masa de R3.

H_s: Entalpía del reflujo a la salida de la torre.

H_{R3}: Entalpía de R3.

H_e: Entalpía del reflujo a la entrada de la torre.

Q: Flujo calórico.

2.2.4 Balances de masa en los despojadores de Destiación al Vacío.

Para determinar las corrientes de reflujo de los cortes de R2 y R3 a la torre, así como la masa de cada uno de los destilados que pasa hasta los intercambiadores de calor, se realizaron balances de masa en los despojadores, estos equipos emplean vapor para separar los compuestos más ligeros de los destilados obteniéndose estas corrientes más puras, la tabla 2.7 muestra los balances de masa:

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

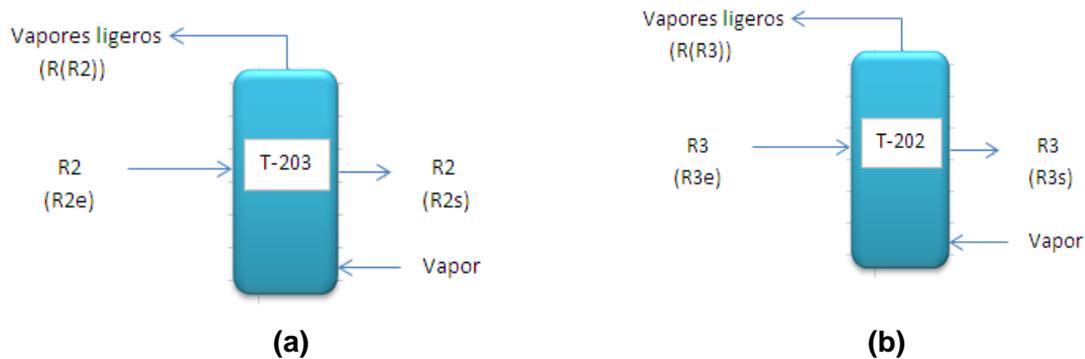


Figura 2.5: Diagramas representativos de las torres despojadoras de R2 (a) y R3 (b).

Tabla 2.7. Balances de masa en los despojadores de R2 y R3.

Datos	Ecuación	Resultado
<p><u>Despojador de R₂</u> $R_{2e} = 3023,52 \text{ kg}$ $\eta_{\text{despojador}} = 0,85$ Por datos del área técnica: El consumo de vapor en el despojador es de aproximadamente 0,01 (kg de vapor / kg de R₂.)</p>	$\text{Vapor} = 0,01 * R_{2e}$	<p>Vapor = 30,23 kg</p>
<p>Por cada 10 kg de R₂ que entra, 1kg se refluja.</p>	$R(R2) = \frac{R_{2\text{entra}} * 1 \text{ kg}}{10 \text{ kg}}$ $R_{2e} + \text{vapor} = R_{2s}$ $R_{2e} + \text{vapor} = R_{2s} + R(R2)$	<p>R(R2) = 302,35 kg R_{2s} = 2751 kg Hacia el intercambiador.</p>
<p><u>Despojador de R₃</u> $R_{3\text{entra}} = 2253,56 \text{ kg}$ $\eta_{\text{despojador}} = 0,85$ Por datos del área técnica: El consumo de vapor en el despojador es de aproximadamente 0,01 (kg de vapor / kg de R₃).</p>	$\text{Vapor} = 0,01 * R_{3\text{entra}}$	<p>Vapor = 22,53 kg</p>
<p>Por cada 10 kg de R₃ que entra, 1kg se refluja.</p>	$R(R3) = \frac{R_{3\text{entra}} * 1 \text{ kg}}{10 \text{ kg}}$ $R_{3\text{entra}} + \text{vapor} = R_{3\text{sale}}$ $R_{3\text{entra}} + \text{vapor} = R_{3\text{sale}} + R(R3)$	<p>R(R3) = 225,35 kg R_{3s} = 2050,73 kg Hacia el intercambiador.</p>

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés". 42

Leyenda:

R2e: Flujo de R2 que entra al despojador.

$\eta_{\text{despojador}}$: Eficiencia del despojador.

R(R2): Masa de R2 que se refluja.

R2s : Flujo de R2 que sale de la torre despojadora.

R3e: Flujo de R3 que entra al despojador.

R(R3): Masa de R2 que se refluja.

R3s : Flujo de R3 que sale de la torre despojadora.

2.2.5 Balances de energía en la red de intercambiadores de calor.

Esta red de intercambio está compuesta por ocho intercambiadores de calor (A, B, C, D, E, F, G y H), aquí el crudo se calienta con los destilados obtenidos en las torres de destilación atmosférica y al vacío antes de entrar al horno F-101 correspondiente a la sección de destilación atmosférica (Ver Anexo #1). En la siguiente tabla se muestran los balances realizados en la red:

Tabla 2.8. Balances de energía en la red de intercambiadores de calor.

Equipos	Datos	Ecuaciones	Resultados
E-203 A	<u>Crudo:</u> $m_c = 20\,866,3 \text{ kg}$ $Cp_c = 1847,56 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$ <u>Reflujo al tope (RT):</u> $M_{RT} = 625,98 \text{ kg}$ $Cp_{RT} = 2399,32 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 145 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_2 = 85 \text{ } ^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{RT} * Cp_{RT} * \Delta T = m_c * Cp_c * \Delta t$ $t_2 = \frac{M_{RT} * Cp_{RT} * \Delta T}{m_c * Cp_c} + t_1$	$t_2 = 32,33 \text{ } ^\circ\text{C}$
E-203 B	<u>Crudo:</u> $Cp_c = 1839,2 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 32,33 \text{ } ^\circ\text{C}$ <u>Queroseno:</u> $M_q = 3425,98 \text{ kg}$ $Cp_q = 2549,8 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 164 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_2 = 84 \text{ } ^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_q * Cp_q * \Delta T = m_c * Cp_c * \Delta t$ $t_2 = \frac{M_q * Cp_q * \Delta T}{m_c * Cp_c} + t_1$	$t_2 = 50,54 \text{ } ^\circ\text{C}$
E-203 C	<u>Crudo:</u> $Cp_c = 1922,8 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 50,54 \text{ } ^\circ\text{C}$ <u>Diesel:</u> $M_{d_{\text{desp.atm}}} = 3088,21 \text{ kg}$	$Q_c = Q_g$ $M_q * Cp_q * \Delta T = m_c * Cp_c * \Delta t$ $t_2 = \frac{M_q * Cp_q * \Delta T}{m_c * Cp_c} + t_1$	$t_2 = 76,41 \text{ } ^\circ\text{C}$

*Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 43
crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".*

	$Cp_d = 2800,6 \text{ J/kg}$ $T_1 = 245 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 125 \text{ }^\circ\text{C}$		
E-203 D	<u>Crudo:</u> $Cp_c = 2006,4 \text{ J/kg }^\circ\text{C}$ $t_1 = 76,41 \text{ }^\circ\text{C}$ <u>R3:</u> $M_{R3} = 2050,73 \text{ kg}$ $Cp_{R3} = 2591,6 \text{ J/kg }^\circ\text{C}$ $T_1 = 239 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 130 \text{ }^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{R3} * Cp_{R3} * \Delta T = m_c * Cp_c * \Delta t$ $t_2 = \frac{M_{R3} * Cp_{R3} * \Delta T}{m_c * Cp_c} + t_1$	$t_2 = 90,25 \text{ }^\circ\text{C}$
E-203 E	<u>Crudo:</u> $Cp_c = 2131,8 \text{ J/kg }^\circ\text{C}$ $t_1 = 90,25 \text{ }^\circ\text{C}$ <u>Diesel:</u> $M_d = 3088,21 \text{ kg}$ $Cp_d = 2424,4 \text{ J/kg}$ $T_1 = 125 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 78 \text{ }^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_d * Cp_d * \Delta T = m_c * Cp_c * \Delta t$ $t_2 = \frac{M_d * Cp_d * \Delta T}{m_c * Cp_c} + t_1$	$t_2 = 98,16 \text{ }^\circ\text{C}$
E-203 F	<u>Crudo:</u> $Cp_c = 2098,36 \text{ J/kg }^\circ\text{C}$ $t_1 = 98,16 \text{ }^\circ\text{C}$ <u>R1:</u> $M_{R1} = 6259,89 \text{ kg}$ $Cp_{R1} = 2838,22 \text{ J/kg}$ $T_1 = 307 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 185 \text{ }^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{R1} * Cp_{R1} * \Delta T = m_c * Cp_c * \Delta t$ $t_2 = \frac{M_{R1} * Cp_{R1} * \Delta T}{m_c * Cp_c} + t_1$	$t_2 = 147,66 \text{ }^\circ\text{C}$
E-203 G	<u>Crudo:</u> $Cp_c = 2299 \text{ J/kg }^\circ\text{C}$ $t_1 = 147,66 \text{ }^\circ\text{C}$ <u>R2:</u> $M_{R2} = 2751,40 \text{ kg}$ $Cp_{R2} = 2800,6 \text{ J/kg}$ $T_1 = 294 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 80 \text{ }^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{R2} * Cp_{R2} * \Delta T = m_c * Cp_c * \Delta t$ $t_2 = \frac{M_{R2} * Cp_{R2} * \Delta T}{m_c * Cp_c} + t_1$	$t_2 = 182,04 \text{ }^\circ\text{C}$
E-203 H	<u>Crudo:</u> $Cp_c = 2340,8 \text{ J/kg }^\circ\text{C}$ $t_1 = 182,04 \text{ }^\circ\text{C}$ <u>R1:</u> $Cp_{R1} = 2382,6 \text{ J/kg}$ $T_1 = 185 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 138 \text{ }^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{asf} * Cp_{asf} * \Delta T = m_c * Cp_c * \Delta t$ $t_2 = \frac{M_{R1} * Cp_{R1} * \Delta T}{m_c * Cp_c} + t_1$	$t_2 = 196,39 \text{ }^\circ\text{C}$

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés". 44

Leyenda:

t_1 : Temperatura de entrada del crudo a los intercambiadores.

t_2 : Temperatura de salida del crudo de los intercambiadores.

T1: Temperatura de entrada de los destilados a los intercambiadores.

T2: Temperatura de salida de los destilados de los intercambiadores.

Cp: Capacidad calorífica.

2.2.6 Balances de energía en los condensadores de las secciones de Destilación Atmosférica y a Vacío.

Por el tope de la torre de destilación atmosférica se obtienen los vapores de nafta y otros compuestos ligeros, todos estos pasan hacia los condensadores (E-103 A y B o C y D) de los cuales solo se trabaja con dos de ellos, los otros dos solo se utilizan en caso de rotura de los anteriores. En el caso de la torre de vacío; por el tope se obtiene el D3 que el cual pasa a los condensadores E-201 A y E-201 B. En estos condensadores ocurre la condensación parcial de los compuestos mediante la utilización del agua a temperatura ambiente. La tabla 2.9 muestra los resultados de los balances realizados para determinar la masa de agua necesaria para la condensación de los vapores y compuestos ligeros.

Tabla 2.9. Balances de energía en los condensadores correspondientes a las secciones de destilación atmosférica y destilación al vacío.

Equipos	Datos	Ecuaciones	Resultados
E-103 A	<u>Agua:</u> $Cp_a = 4190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$ <u>Vapores de nafta:</u> $M_{n\text{sal torre}} = 1251,97 \text{ kg}$ $Cp_n = 2382,6 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 100 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_2 = 85 \text{ } ^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_n * Cp_n * \Delta T = m_a * Cp_a * \Delta t$ $m_a = \frac{M_n * Cp_n * \Delta T}{Cp_a * \Delta t}$	$m_a = 427,15 \text{ kg}$
E-103 B	<u>Agua:</u> $Cp_a = 4190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$ <u>Vapores de nafta:</u> $M_{n\text{sal torre}} = 1251,97 \text{ kg}$ $Cp_n = 2361,7 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 85 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_2 = 70 \text{ } ^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_n * Cp_n * \Delta T = m_a * Cp_a * \Delta t$ $m_a = \frac{M_n * Cp_n * \Delta T}{Cp_a * \Delta t}$	$m_a = 423,40 \text{ kg}$

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 45 crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

E-201 A	<p style="text-align: center;"><u>Agua:</u> $Cp_a = 4190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$</p> <p style="text-align: center;"><u>Vapores de D₃:</u> $M_{D3sal\ torre} = 312,99 \text{ kg}$ $Cp_{D3} = 2173,6 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 95 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_2 = 75 \text{ } ^\circ\text{C}$</p>	$Q_c = Q_g$ $M_{D3} * Cp_{D3} * \Delta T = m_a * Cp_a * \Delta t$ $m_a = \frac{M_{D3} * Cp_{D3} * \Delta T}{Cp_a * \Delta t}$	$m_a = 129,89 \text{ kg}$
E-201 B	<p style="text-align: center;"><u>Agua:</u> $Cp_a = 4190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$</p> <p style="text-align: center;"><u>Vapores de D₃:</u> $M_{D3sal\ torre} = 312,99 \text{ kg}$ $Cp_{D3} = 2131,8 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 75 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_2 = 55 \text{ } ^\circ\text{C}$</p>	$Q_c = Q_g$ $M_{D3} * Cp_{D3} * \Delta T = m_a * Cp_a * \Delta t$ $m_a = \frac{M_{D3} * Cp_{D3} * \Delta T}{Cp_a * \Delta t}$	$m_a = 127,39 \text{ kg}$

Leyenda:

t1 y t2: Temperaturas de entrada y salida del agua de enfriamiento.

T1 y T2: Temperaturas de entrada y salida de los destilados.

Cp: Capacidad calorífica.

ma: masa de agua de enfriamiento.

M: Masa de los destilados.

2.2.7 Balances de energía en los enfriadores de Destilación Atmosférica y al Vacío.

Los destilados, después de cederle calor al crudo en el banco de intercambiadores salen a una temperatura inferior a la que tenían, sin embargo a esta temperatura no se pueden almacenar por lo que deben pasar entonces hacia los enfriadores los cuales utilizan agua como medio de enfriamiento.

En la tabla 2.10 se muestran los balances realizados para determinar la masa de agua necesaria para enfriar los destilados hasta su temperatura de almacenamiento.

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 46 crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

Tabla 2.10. Balances de energía en los enfriadores correspondientes a las secciones de destilación atmosférica y destilación al vacío.

Equipos	Datos	Ecuaciones	Resultados
E-105 A	<u>Agua:</u> $Cp_a = 4190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$ <u>Nafta:</u> $M_n = 1251,97 \text{ kg}$ $Cp_n = 2299 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 70 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_2 = 55 \text{ } ^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_n * Cp_n * \Delta T = m_a * Cp_a * \Delta t$ $m_a = \frac{M_n * Cp_n * \Delta T}{Cp_a * \Delta t}$	$m_a = 412,16 \text{ kg}$
E-105 B	<u>Agua:</u> $Cp_a = 4190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$ <u>Queroseno:</u> $M_q = 3425,98 \text{ kg}$ $Cp_q = 2173,6 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 84 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_2 = 61 \text{ } ^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_q * Cp_q * \Delta T = m_a * Cp_a * \Delta t$ $m_a = \frac{M_q * Cp_q * \Delta T}{Cp_a * \Delta t}$	$m_a = 1635,07 \text{ kg}$
E-105 C	<u>Agua:</u> $Cp_a = 4190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$ <u>Diesel:</u> $M_d = 3088,21 \text{ kg}$ $Cp_d = 2131,8 \frac{\text{J}}{\text{kg } ^\circ\text{C}}$ $T_1 = 78 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_2 = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_d * Cp_d * \Delta T = m_a * Cp_a * \Delta t$ $m_a = \frac{M_d * Cp_d * \Delta T}{Cp_a * \Delta t}$	$M_a = 1131,28 \text{ kg}$
E-204 A	<u>Agua:</u> $Cp_a = 4190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$ <u>R1:</u> $M_{R1} = 6259,89 \text{ kg}$ $Cp_{R1} = 1922,8 \frac{\text{J}}{\text{kg } ^\circ\text{C}}$ $T_1 = 138 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_2 = 120 \text{ } ^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{R1} * Cp_{R1} * \Delta T = m_a * Cp_a * \Delta t$ $m_a = \frac{M_{R1} * Cp_{R1} * \Delta T}{Cp_a * \Delta t}$	$M_a = 2068,32 \text{ kg}$
E-204 B	<u>Agua:</u> $Cp_a = 4190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$ <u>RT:</u>	$Q_c = Q_g$ $M_{RT} * Cp_{RT} * \Delta T = m_a * Cp_a * \Delta t$ $m_a = \frac{M_{RT} * Cp_{RT} * \Delta T}{Cp_a * \Delta t}$	$M_a = 318,49 \text{ kg}$

*Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 47
crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".*

	$MRT = 625,98 \text{ kg}$ $Cp_{RT} = 2131,8 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$ $T_1 = 85 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 60 \text{ }^\circ\text{C}$		
E-204 C	<u>Agua:</u> $Cp_a = 4190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ }^\circ\text{C}$ <u>R2:</u> $MR2 = 2751,40 \text{ kg}$ $Cp_{R2} = 1964,6 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$ $T_1 = 80 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 60 \text{ }^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{R2} * Cp_{R2} * \Delta T = m_a * Cp_a * \Delta t$ $m_a = \frac{M_{R2} * Cp_{R2} * \Delta T}{Cp_a * \Delta t}$	$M_a = 1032,06 \text{ k}$
E-204 E	<u>Agua:</u> $Cp_a = 4190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ }^\circ\text{C}$ <u>R3:</u> $MR3 = 2050,73 \text{ kg}$ $Cp_{R3} = 2173,6 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$ $T_1 = 130 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 60 \text{ }^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{R3} * Cp_{R3} * \Delta T = m_a * Cp_a * \Delta t$ $m_a = \frac{M_{R3} * Cp_{R3} * \Delta T}{Cp_a * \Delta t}$	$M_a = 2978,75 \text{ kg}$

Leyenda:

t1 y t2: Temperaturas de entrada y salida del agua de enfriamiento.

T1 y T2: Temperaturas de entrada y salida de los destilados.

Cp: Capacidad calorífica.

ma: masa de agua de enfriamiento.

M: Masa de los destilados.

2.3 Balances de exergía en las redes de intercambio de calor correspondientes a las secciones de Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío.

Los balances de exergía se realizan para determinar las pérdidas exergéticas y la eficiencia exergética que existe en cada unidad de intercambio de calor:

• Exergía física:

$$Ex = \Delta H - T * \Delta S$$

$$\Delta H = Cpm * \Delta T$$

$$Ex = (H - H_o) - T_o(S - S_o)$$

$$\Delta S = Cpm * \ln\left(\frac{T}{T_o}\right)$$

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés". 48

ΔH : Variación de entalpía.

C_{pm} : Calor específico de la mezcla.

T : Temperatura, (°K).

T : Temperatura de las corrientes del proceso.

ΔS : Variación de entropía.

T_o : Temperatura en estado de referencia.

- Como el C_p de las sustancias que se tratan puede estimarse como valores fijos de acuerdo a los grados API y a la temperatura, las ecuaciones de ΔH y ΔS quedan de la siguiente forma:

$$\Delta H = C_p * \Delta T$$

$$\Delta S = C_p * \ln\left(\frac{T}{T_o}\right)$$

Las siguientes tablas muestran los resultados de los cálculos de exergía física realizados en la red de intercambiadores, condensadores y enfriadores correspondientes a las secciones de destilación atmosférica y destilación al vacío:

Tabla 2.11. Resultados de los cálculos de exergía física realizados en los intercambiadores de calor para las condiciones de temperatura de entrada.

Equipos	Corrientes	T_e (°C)	c_p (kJ/kg°C)	ΔH (kJ/kg)	ΔS (kJ/kg)	Ex (kJ/kg)	Ex (kJ/h)	Ex (kW)
E-203A	crudo	30	1,85	9,24	-15,56	398,14	8 307 680,52	2307,69
	RT	145	2,40	287,92	-11,68	579,80	362 947,74	100,82
E-203B	crudo	32,34	1,84	13,50	-15,42	398,98	8 325 324,48	2312,59
	queroseno	164	2,55	354,42	-11,10	631,84	2 164 676,66	601,30
E-203C	crudo	50,55	1,92	49,12	-14,54	412,60	8 609 470,60	2391,52
	diesel	245	2,80	616,13	-9,50	853,65	2 636 262,08	732,30
E-203D	crudo	76,42	2,01	103,16	-13,65	444,44	9 273 768,13	2576,05
	R3	239	2,59	554,60	-10,04	805,66	1 652 189,71	458,94
E-203E	crudo	90,25	2,13	139,10	-13,16	468,01	9 765 644,37	2712,68
	diesel	125	2,42	242,44	-11,99	542,21	1 674 472,21	465,13
E-203F	crudo	98,16	2,10	153,52	-13,02	479,09	9 996 907,88	2776,92
	R1	307	2,84	800,38	-8,77	1019,75	6 383 496,15	1773,19
E-203G	crudo	147,67	2,30	282,01	-11,81	577,25	12 045 168,47	3345,88
	R2	294	2,88	774,72	-8,79	994,58	2 736 506,21	760,14
E-203H	crudo	182,04	2,34	367,60	-11,25	648,74	13 536 869,05	3760,24
	R1	185	2,45	392,00	-10,99	666,73	4 173 665,54	1159,35

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

Tabla 2.12. Resultados de los cálculos de exergía física realizados en los intercambiadores de calor para las condiciones de temperatura de salida.

Equipos	Corrientes	T_s (°C)	cp (kJ/kg°C)	ΔH (kJ/kg)	ΔS (kJ/kg)	Ex (kJ/kg)	Ex (kJ/h)	Ex (kW)
E-203A	crudo	32,34	1,84	13,50	-15,42	398,98	8 325 324,48	2312,59
	RT	85	2,13	127,91	-13,28	460,01	287 960,57	79,99
E-203B	crudo	50,55	1,92	49,12	-14,54	412,60	8 609 470,60	2391,52
	queroseno	84	2,22	131,20	-13,20	461,15	1 579 884,00	438,86
E-203C	crudo	76,42	2,01	103,16	-13,65	444,44	9 273 768,13	2576,05
	diesel	125	2,34	234,08	-12,13	537,22	1 659 042,65	460,85
E-203D	crudo	90,25	2,13	139,10	-13,16	468,01	9 765 644,37	2712,68
	R3	130	2,23	233,93	-12,22	539,43	1 106 226,53	307,29
E-203E	crudo	98,16	2,10	153,52	-13,02	479,09	9 996 907,88	2776,92
	diesel	78	2,17	115,20	-13,42	450,69	1 391 835,88	386,62
E-203F	crudo	147,67	2,30	282,01	-11,81	577,25	12 045 168,47	3345,88
	R1	185	2,34	374,53	-11,21	654,72	4 098 497,4	1138,47
E-203G	crudo	182,04	2,34	367,60	-11,25	648,74	135 368 69,05	3760,24
	R2	80	1,67	91,96	-13,95	440,66	1 212 442,68	336,79
E-203H	crudo	196,39	2,51	429,86	-10,72	697,94	14 563 386,33	4045,39
	R1	138	1,48	167,24	-13,36	501,35	3 138 409,12	871,78

Tabla 2.13. Resultados de los cálculos de exergía física realizados en los condensadores para las condiciones de temperatura de entrada.

Equipos	Corrientes	T_e (°C)	cp (kJ/kg°C)	ΔH (kJ/kg)	ΔS (kJ/kg)	Ex (kJ/kg)	Ex (kJ/h)	Ex (kW)
E-103A	agua	25	4,19	0	0	0	0	0
	nafta	100	2,38	178,69	3,30	96,12	120 340,60	33,43
E-103B	agua	25	4,19	0	0	0	0	0
	nafta	85	2,36	141,70	2,89	69,44	87 715,85	24,37
E-201A	agua	25	4,19	0	0	0	0	0
	D3	95	2,17	152,15	2,90	79,60	24 916,88	6,92
E-201B	agua	25	4,19	0	0	0	0	0
	D3	75	2,13	106,59	2,34	48,03	15 330,91	4,26

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 50 crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

Tabla 2.14. Resultados de los cálculos de exergía física realizados en los condensadores para las condiciones de temperatura de salida.

Equipos	Corrientes	T_s (°C)	cp (kJ/kg°C)	ΔH (kJ/kg)	ΔS (kJ/kg)	Ex (kJ/kg)	Ex (kJ/h)	Ex (kW)
E-103A	agua	50	4,59	114,95	3,19	35,27	15 066,91	4,19
	nafta	85	2,36	141,702	2,89	69,45	86 946,42	24,15
E-103B	agua	50	4,59	114,95	3,19	35,27	14 934,74	4,15
	nafta	70	2,29	103,455	2,37	44,28	55 434,61	15,40
E-201A	agua	50	4,59	114,95	3,19	35,27	4 581,75	1,27
	D3	75	2,09	104,918	2,31	47,29	14 800,23	4,11
E-201B	agua	50	4,59	114,95	3,19	35,27	4 493,64	1,25
	D3	55	2,01	60,3174	1,59	20,69	6 474,60	1,80

Tabla 2.15. Resultados de los cálculos de exergía física realizados en los enfriadores para las condiciones de temperatura de entrada.

Equipos	Corrientes	T_e (°C)	cp (kJ/kg°C)	ΔH (kJ/kg)	ΔS (kJ/kg)	Ex (kJ/kg)	Ex (kJ/h)	Ex (kW)
E-105A	agua	25	4,19	0	0	0	0	0
	nafta	70	2,30	103,46	2,37	44,28	55 434,61	15,40
E-105B	agua	25	4,19	0,00	0	0	0	0
	queroseno	84	2,17	128,24	2,63	62,39	213 731,92	59,37
E-105C	agua	25	4,19	0	0	0	0	0
	diesel	78	2,13	112,99	2,43	52,34	161 651,21	44,90
E-204E	agua	25	4,19	0	0	0	0	0
	R3	130	2,17	228,23	3,58	138,64	284 314,36	78,98
E-204B	agua	25	4,19	0	0	0	0	0
	RT	85	2,13	127,91	2,61	62,69	39 241,30	10,90
E-204C	agua	25	4,19	0	0	0	0	0
	R2	80	1,96	108,05	2,29	50,92	140 115,11	38,92
E-204A	agua	25	4,19	0	0	0	0	0
	R1	138	1,92	217,28	3,28	135,15	846 053,41	235,01

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 51 crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

Tabla 2.16. Resultados de los cálculos de exergía física realizados en los enfriadores para las condiciones de temperatura de salida.

Equipos	Corrientes	T_s (°C)	cp (kJ/kg°C)	ΔH (kJ/kg)	ΔS (kJ/kg)	Ex (kJ/kg)	Ex (kJ/h)	Ex (kW)
E-105A	agua	50	4,60	114,95	3,19	35,27	14 538,25	4,04
	nafta	55	2,22	66,46	1,75	22,79	28 536,70	7,93
E-105B	agua	50	4,60	114,95	3,19	35,27	57 673,73	16,02
	queroseno	61	2,13	76,74	1,90	29,21	100 058,53	27,79
E-105C	agua	50	4,60	114,95	3,19	35,27	39 903,52	11,08
	diesel	60	2,09	73,15	1,83	27,41	84 637,89	23,51
E-204E	agua	50	4,60	114,95	3,19	35,27	105 068,69	29,19
	R3	60	1,97	69,05	1,73	25,87	53 056,70	14,74
E-204B	agua	50	4,60	114,95	3,19	35,27	11 234,10	3,12
	RT	60	2,05	71,83	1,80	26,91	16 847,52	4,68
E-204C	agua	50	4,60	114,95	3,19	35,27	36 403,61	10,11
	R2	60	1,92	67,30	1,68	25,21	69 374,64	19,27
E-204A	agua	50	4,60	114,95	3,19	35,27	72 955,56	20,27
	R1	120	2,09	198,55	3,28	116,59	729 839,44	202,73

Legenda:

T_e : Temperatura de entrada de las corrientes a las unidades de intercambio.

T_s : Temperatura de salida de las corrientes desde las unidades de intercambio.

cp : Capacidad calorífica de las corrientes.

ΔH : Variación de entalpía de las corrientes.

ΔS : Variación de entalpía de las corrientes.

Ex : Exergía.

- **Exergía Química:**

El cálculo de la exergía química no se consideró en la red ya que no ocurren cambios de composición entre las corrientes de entrada y salida.

2.3.1 Cálculo de las pérdidas exergéticas.

Los cálculos de las pérdidas exergéticas permiten conocer la cantidad de energía útil que se pierde en cada equipo y viene dado por la siguiente ecuación:

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 52 crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

$$I = \sum E(e) - \sum E(s)$$

Donde:

I: Pérdidas exergéticas.

E(e): Exergía de las corrientes que entran al intercambiador de calor.

E(s): Exergía de las corrientes que salen del intercambiador de calor.

$$E = Ex + E_q$$

No se consideró

Para realizar los cálculos de pérdidas exergéticas se toman los valores de exergía obtenidos en las tablas desde la 2.11 hasta la tabla 2.16.

Las tablas a continuación muestran los resultados de los cálculos de pérdidas exergéticas realizados en la red de intercambiadores de calor, condensadores y enfriadores correspondientes a las secciones de destilación atmosférica y destilación al vacío:

Tabla 2.17. Pérdidas exergéticas en los intercambiadores de calor.

Equipo	Corrientes de entrada	<i>Ex (e)</i> (kW)	Corrientes de salida	<i>Ex (s)</i> (kW)	<i>I</i> (kW)
E-203A	crudo RT	2307,69 100,82	crudo RT	2312,59 79,99	15,93
E-203B	crudo queroseno	2312,59 601,30	crudo queroseno	2391,52 438,86	83,51
E-203C	crudo diesel	2391,52 732,30	crudo diesel	2576,05 460,85	86,92
E-203D	crudo R3	2576,05 458,94	crudo R3	2712,68 307,29	15,02
E-203E	crudo diesel	2712,68 465,13	crudo diesel	2776,92 386,62	14,27
E-203F	crudo R1	2776,92 1773,19	crudo R1	3345,88 1138,47	65,76
E-203G	crudo R2	3345,88 760,14	crudo R2	3760,24 336,79	8,99
E-203H	crudo R1	3760,24 1159,35	crudo R1	4045,39 871,78	2,43

Tabla 2.18. Pérdidas exergéticas en los condensadores.

Equipo	Corrientes de entrada	<i>Ex (e)</i> (kW)	Corrientes de salida	<i>Ex (s)</i> (kW)	<i>I</i> (kW)
E-103A	agua nafta	0 33,43	agua nafta	4,19 24,15	5,09
E-103B	agua nafta	0 24,37	agua nafta	4,15 15,40	4,81

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 53 crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

E-201A	agua D3	0 6,92	agua D3	1,27 4,11	1,53
E-201B	agua D3	0 4,26	agua D3	1,25 1,80	1,21

Tabla 2.19. Resultados de los cálculos de pérdidas exergéticas realizados en los enfriadores.

Equipo	Corrientes de entrada	$Ex(e)$ (kW)	Corrientes de salida	$Ex(s)$ (kW)	I (kW)
E-105A	agua nafta	0 15,40	agua nafta	4,04 7,93	3,43
E-105B	agua queroseno	0 59,37	agua queroseno	16,02 27,79	15,56
E-105C	agua diesel	0 44,90	agua diesel	11,08 23,51	10,31
E-204A	agua R1	0 78,98	agua R1	20,27 202,73	35,05
E-204B	agua RT	0 10,90	agua RT	3,12 4,68	3,10
E-204C	agua R2	0 38,92	agua R2	10,11 19,27	9,54
E-204E	agua R3	0 235,01	agua R3	29,19 14,74	12,02

Las tablas anteriores muestran que las mayores pérdidas exergéticas se localizan en los intercambiadores de calor E-203B, E-203C y E-203F, en los que el crudo se calienta con las corrientes de queroseno, diesel y R1 respectivamente.

2.3.2 Cálculo de la eficiencia exergética en cada intercambiador de calor que conforma la red de intercambio.

La ecuación que permite hallar la eficiencia simple es la siguiente:

$$\eta = \frac{Ex(s)}{Ex(e)}$$

Donde:

$Ex(e)$: Exergía de las corrientes que entran al intercambiador.

$Ex(s)$: Exergía de las corrientes que salen del intercambiador.

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

Tabla 2.20. Cálculo de la Eficiencia Exergética en cada intercambiador de calor.

Equipo	Corrientes de entrada	$Ex (e)$ (kW)	Corrientes de salida	$Ex (s)$ (kW)	η	η (%)
E-203A	Crudo RT	2307,69 100,82	Crudo RT	2312,59 79,99	0,99	99
E-203B	Crudo Queroseno	2312,59 601,30	Crudo Queroseno	2391,52 438,86	0,97	97
E-203C	Crudo Diesel	2391,52 732,30	Crudo Diesel	2576,05 460,85	0,97	97
E-203D	Crudo R3	2576,05 458,94	Crudo R3	2712,68 307,29	1,00	100
E-203E	Crudo Diesel	2712,68 465,13	Crudo Diesel	2776,92 386,62	1,00	100
E-203F	Crudo R1	2776,92 1773,19	Crudo R1	3345,88 1138,47	0,99	99
E-203G	Crudo R2	3345,88 760,14	Crudo R2	3760,24 336,79	1,00	100
E-203H	Crudo R1	3760,24 1159,35	Crudo R1	4045,39 871,78	1,00	100

Tabla 2.21. Cálculo de la Eficiencia Exergética en los condensadores.

Equipo	Corrientes de entrada	$Ex (e)$ (kW)	Corrientes de salida	$Ex (s)$ (kW)	η	η (%)
E-103A	Agua nafta	0 33,43	Agua nafta	4,19 24,15	0,84	84
E-103B	Agua nafta	0 24,37	Agua nafta	4,15 15,40	0,80	80
E-201A	Agua D3	0 6,92	Agua D3	1,27 4,11	0,77	77
E-201B	Agua D3	0 4,26	Agua D3	1,25 1,80	0,71	71

Tabla 2.22. Cálculo de la Eficiencia Exergética en los enfriadores.

Equipo	Corrientes de entrada	$Ex (e)$ (kW)	Corrientes de salida	$Ex (s)$ (kW)	η	η (%)
E-105A	Agua Nafta	0 15,40	Agua Nafta	4,04 7,93	0,77	77
E-105B	Agua Queroseno	0 59,37	Agua Queroseno	16,02 27,79	0,73	73
E-105C	Agua Diesel	0 44,90	Agua Diesel	11,08 23,51	0,77	77
E-204A	Agua R1	0 78,98	Agua R1	29,19 14,74	0,55	55

Capítulo 2: Caracterización de la tecnología de refinación de 55 crudo Pina en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

E-204B	Agua RT	0 10,90	Agua RT	3,12 4,68	0,71	71
E-204C	Agua R2	0 38,92	Agua R2	10,11 19,27	0,75	75
E-204E	Agua R3	0 235,01	Agua R3	20,27 202,73	0,94	94

Las tablas anteriores muestran los valores de las eficiencias exergéticas obtenidas para cada equipo de intercambio térmico, los cuales resultan muy elevados, principalmente en los intercambiadores, que trabajan en sus máximas eficiencias, valores que en la práctica no se logran.

Conociendo por los ingenieros de la refinería, que las áreas de transferencia de calor de los intercambiadores existentes varían desde 104,93 m² hasta 192 m² y según la tesis de **(Ramos, 2015)** en la cual se realiza un chequeo de los intercambiadores de calor para un aumento de capacidad de 500 t/d hasta 1000 t/d procesando el crudo de Matanzas, solamente dos intercambiadores y tres enfriadores de un total de 19 equipos existentes en la red, no satisfacían el área de transferencia de calor, determinándose que para una capacidad de 500 t/d los intercambiadores presentan un factor de sobrediseño elevado, lo que puede explicar los resultados de eficiencia exergética que se obtienen en las tablas anteriores, en las cuales se trabaja con una capacidad de 500 t/d de crudo y además con el crudo procedente de Pina que es más ligero que el de Matanzas.

Capítulo 3: Integración Energética de las secciones de 56 Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando la metodología del Análisis Pinch.

CAPÍTULO 3. Integración Energética de las secciones de Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando la metodología del Análisis Pinch.

Con la integración energética en las secciones de destilación atmosférica y destilación al vacío se pretende reducir el consumo de utilidades externas y alcanzar significativos ahorros en costos de equipamiento y utilidades mediante el aprovechamiento del contenido calórico de las corrientes productos en el proceso de refinación del crudo procedente de Pina, obteniendo la máxima eficiencia termodinámica entre las corrientes frías y calientes del proceso, además se pretende obtener una red de intercambio térmico (HEN) que sea la más económica con un número mínimo de unidades.

3.1 Pasos para la integración energética.

Para realizar la integración energética utilizando la metodología del Análisis Pinch se siguen los pasos que se muestran a continuación, como se explicó en el Capítulo 1:

1. Identificación de corrientes calientes, frías y de servicio en el proceso.
2. Extracción de Datos Térmicos para las corrientes de proceso y servicio.
3. Elección del valor inicial de $\Delta T_{\text{mín}}$.
4. Elaboración de las curvas Compuestas y Gran Compuestas.
5. Cálculo de los costos mínimos de los objetivos energéticos.
6. Determinación del costo del capital de los objetivos de la HEN
7. Estimación del valor óptimo de $\Delta T_{\text{mín}}$.
8. Definición de los objetivos prácticos para el diseño de la HEN.
9. Diseño de la red de intercambio de calor (HEN).

3.2 Integración energética en las secciones de estudio refinando el crudo de Pina.

El primer análisis para la integración energética en las secciones de destilación atmosférica y destilación al vacío será evaluar la red de intercambio térmico que se encuentra instalada con el objetivo de observar los intercambiadores que violan las reglas del Pinch:

1. No debe haber calentamiento externo abajo del Pinch.
2. No debe haber enfriamiento externo arriba del Pinch.
3. No debe haber transferencia de calor a través del Pinch.

Capítulo 3: Integración Energética de las secciones de 57 Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando la metodología del Análisis Pinch.

Luego de identificar las violaciones en la red, se proponen vías para añadir nuevos acoples que corrijan estos problemas.

3.2.1 Identificación de las corrientes calientes, frías y de servicios en el proceso.

Las corrientes calientes, frías y de servicio en el proceso se identifican analizando el diagrama de flujo de las secciones de destilación atmosférica y destilación al vacío, los flujos de estas corrientes se obtuvieron a partir de los balances de masa y energía realizados en el capítulo 2, ver desde la tabla 2.2 hasta la 2.10.

La figura 3.1 muestra una situación inicial de las corrientes calientes (rojas) y frías (azules) sin intercambio de calor entre ellas:

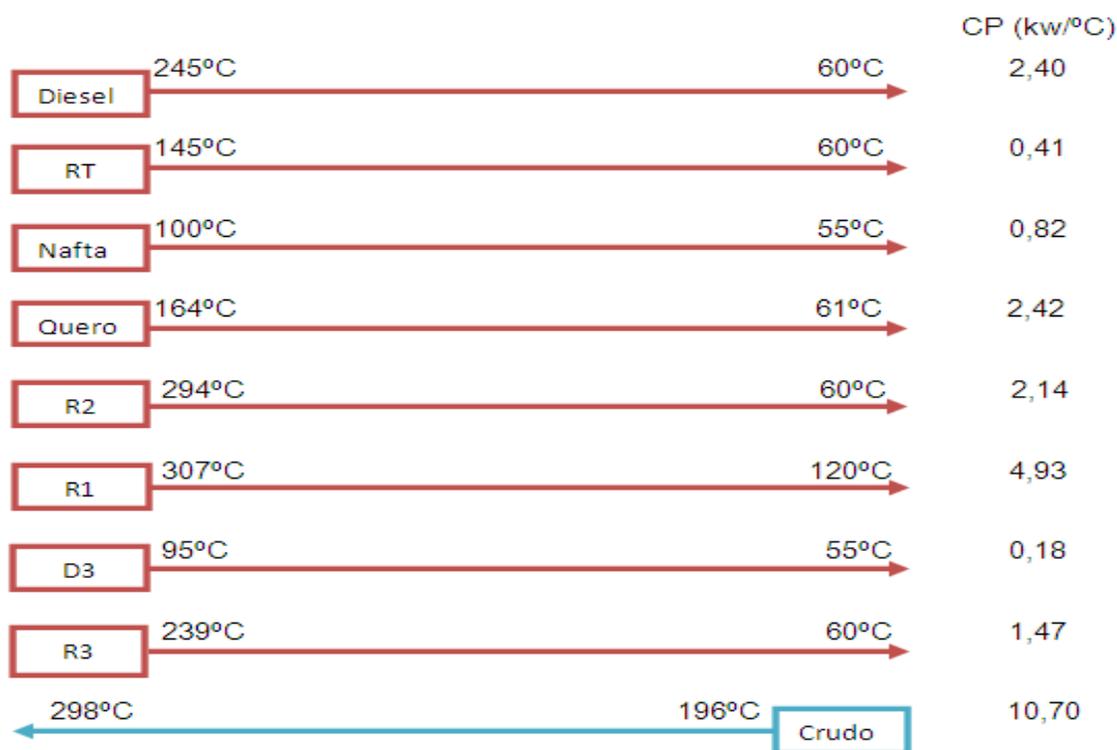


Figura 3.1. Temperaturas iniciales y final de cada corriente del proceso.

Las corrientes calientes son los destilados obtenidos de las torres de destilación atmosférica y al vacío las cuales se enfriarán en todo el proceso hasta los valores

Capítulo 3: Integración Energética de las secciones de 58 Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando la metodología del Análisis Pinch.

representados y la corriente fría es el crudo a refinar, el cual se calentará hasta la temperatura de operación de la torre de destilación atmosférica.

En la tabla 3.1 se muestran las corrientes calientes y frías identificadas intercambiador por intercambiador, incluyendo los condensadores, los enfriadores y el horno correspondiente a la sección de destilación atmosférica ya que el mismo se comporta como un intercambiador de calor, el objetivo de identificar estas corrientes es evaluar la red de intercambio de calor existente en la refinería.

Tabla 3.1. Datos de las corrientes del proceso de refinación en las secciones en estudio.

Equipo	corriente (#)	corriente (nombre)	T1 (°C)	T2 (°C)	CP (kW/°C)	ΔH (kW)
E-203A	c ₁	crudo	30	32,34	10,71	25,03
	h1	RT	145	85	0,42	25,03
E-203B	c ₁	crudo	32,34	50,55	10,66	194,12
	h2	queroseno	164	84	2,43	194,12
E-203C	c ₁	crudo	50,55	76,42	11,14	288,29
	h3	diesel	245	125	2,40	288,29
E-203D	c ₁	crudo	76,42	90,25	11,63	160,92
	h4	R3	239	130	1,48	160,92
E-203E	c ₁	crudo	90,25	98,16	12,36	97,75
	h3	diesel	125	78	2,08	97,75
E-203F	c ₁	crudo	98,16	147,67	12,16	602,10
	h5	R1	307	185	4,94	602,10
E-203G	c ₁	crudo	147,67	182,04	13,33	458,05
	h6	R2	294	80	2,14	458,05
E-203H	c ₁	crudo	182,04	196,39	13,57	194,72
	h5	R1	185	138	4,14	194,72
F-101	c1	crudo	196,39	298	13,56	1378,62
E-103A	c8	agua	25	50	0,49	12,42
	h7	nafta	100	85	0,82	12,42
E-103B	c9	agua	25	50	0,49	12,31
	h7	nafta	85	70	0,82	12,42
E-201A	c10	agua	25	50	0,15	3,77
	h8	D3	95	75	0,18	3,77
E-201B	c11	agua	25	50	0,14	3,70
	h8	D3	75	55	0,18	3,77
E-105A	c1	agua	25	50	0,47	11,99
	h7	nafta	70	55	0,79	11,99

Capítulo 3: Integración Energética de las secciones de Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando la metodología del Análisis Pinch.

E-105B	c2	agua	25	50	1,90	47,57
	h2	queroseno	84	61	2,42	55,81
E-105C	c3	agua	25	50	1,31	32,91
	h3	diesel	78	60	2,06	37,09
E-204A	c4	agua	25	50	2,40	60,18
	h5	R1	138	120	4,14	74,57
E-204B	c5	agua	25	50	0,37	9,26
	h1	RT	85	60	0,41	10,43
E-204C	c6	agua	25	50	1,20	42,80
	h6	R2	80	60	2,14	42,80
E-204E	c7	agua	25	50	3,46	86,67
	h7	R3	130	60	1,47	103,34

En la tabla anterior se identifican ocho corrientes calientes, la corriente de diesel pasa por dos intercambiadores conectados en serie y ocurre igual con la corriente de R1. La corriente fría es el crudo que se calentará con los destilados y el agua es la utilidad fría que se emplea.

Con los datos de la tabla 3.1 se comienza a emplear el software ASPEN PINCH (**Ver Anexo #2**), el cual grafica las curvas compuestas y la Gran Curva Compuesta, de las cuales se obtienen los requerimientos mínimos de utilidades calientes (Qh) y requerimientos mínimos de utilidades frías (Qc), además, a partir de las curvas compuestas se calcula el área mínima de la red de intercambio térmico. El software representa también el diagrama de rejillas con la representación de la red de intercambio de calor que existe actualmente para las secciones en estudio.

3.3 Determinación del Δt_{\min} óptimo.

El estudio comienza eligiendo valores de Δt_{\min} basado en los reportes disponibles en la literatura, según la experiencia de (Linnhoff March, 1997), para los intercambiadores de calor de tubos y coraza, los valores típicos son:

Tabla 3.2. Valores típicos de Δt_{\min} para intercambiadores de tubo y coraza.

Nº	Sector Industrial	Valores de ΔT_{\min} (°C)
1	Refinería de Petróleo.	20-40
2	Petroquímica.	10-20
3	Químico.	10-20
4	Procesos a baja	3-5

Capítulo 3: Integración Energética de las secciones de 60 Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando la metodología del Análisis Pinch.

	temperatura.	
--	--------------	--

El valor óptimo del ΔT_{\min} se determina graficando el costo total anual (suma del costo total de energía y del costo de inversión), para diferentes valores de ΔT_{\min} . Un aumento en el ΔT_{\min} conlleva un mayor consumo de energía y más bajo costo de inversión, una disminución del ΔT_{\min} provoca un menor gasto de energía y mayor costo de inversión, el valor óptimo de ΔT_{\min} es donde, tanto el costo total anual de la energía como el costo de inversión, son mínimos.

El costo total de energía se determina utilizando la siguiente expresión:

$$\text{Costo de energía} = \sum Q_u * C_u \quad \text{Ec. (1)}$$

Donde:

Q_u : Uso de servicios, kW

C_u : Costo de servicio, kW

Los servicios que se requieren en esta red son el agua y el fuel que se quema en el horno F-101:

Costo del fuel: 110 \$/kW año

Costo del agua: 10 \$/kW año

El costo de inversión o costo de la HEN necesario para calcular el Δt_{\min} óptimo se determina por la siguiente ecuación:

$$C(\$)HEN = [NMIN\{a + b(AMIN/NMIN)^c\}]AP + [NMIN\{a + b(AMIN/NMIN)^c\}]BP$$

Ec. (2)

a=16 000

b=3 200

c=0,7

Donde:

$NMIN$: Número mínimo de intercambiadores de calor que conforman la red.

$AMIN$: Área mínima de transferencia de calor de la red de intercambio.

La ecuación anterior se divide entre la vida útil del equipo para llevar el costo a unidades de \$/año, en este caso la vida útil de los equipos de intercambio es de 10 años.

A partir de la Ec.1 y la Ec. 2 se determina el costo total anual de la red:

$$CT \left(\frac{\$}{\text{año}} \right) = \text{Costo de energía} + C(\$)HEN \quad \text{Ec. (3)}$$

Capítulo 3: Integración Energética de las secciones de 61 Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando la metodología del Análisis Pinch.

Como indica la Ec. (2), para calcular el costo de inversión es necesario conocer el número mínimo de intercambiadores de calor que conforman la red, el cual se determina por la siguiente ecuación:

$$N_{MIN}, MER = [NH + NC + NU - 1]AP + [NH + NC + NU - 1]BP \quad \text{Ec. (4)}$$

Donde:

NH: Número de corrientes calientes.

NC: Número de corrientes frías.

NU: Número de corrientes de servicio.

AP/BP: Arriba del Pinch / Debajo del Pinch.

Para calcular el costo de inversión también es necesario conocer el área mínima de transferencia de calor para cada ΔT_{min} :

$$A_{min} = \sum_i^{intervalo} \left[\frac{1}{MLDT} \right] \sum_i^{corriente} \left[\frac{q_i}{h_j} \right]; \quad m^2 \quad \text{Ec. (5)}$$

Donde:

MLDT: Media logarítmica de la diferencia de temperatura; °C

q_i: Carga por equipo, W/m²

h_i: Coeficiente pelicular de cada corriente, W/m²-°C.

$$MLDT = \frac{(T_{eh}-T_{sf})-(T_{sh}-T_{ef})}{\ln\left(\frac{T_{eh}-T_{sf}}{T_{sh}-T_{ef}}\right)} \quad \text{Ec. (6)}$$

Donde:

T_{eh} y T_{sh}: Temperatura de entrada y salida foco caliente, °C.

T_{sf} y T_{ef}: Temperatura de entrada y salida foco frío, °C.

Para la determinación del área mínima requerida para la transferencia de calor se considera un coeficiente de transferencia de calor, h_j, igual a 0,73 kW/m²°C, ya que se trata de un intercambio de calor entre corrientes de proceso/proceso, **(Espinosa, 2011)**.

Una vez que se realizan los cálculos anteriores, se determina el Δt_{min} óptimo y se representa el diagrama de rejillas para evaluar la red e identificar violaciones de las reglas del Pinch.

En las siguientes tablas se representan los resultados obtenidos para determinar el Δt_{min} óptimo en la red de intercambiadores de calor:

Capítulo 3: Integración Energética de las secciones de 62 Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando la metodología del Análisis Pinch.

Tabla 3.3. Parámetros térmicos para la optimización del Δt_{\min} .

Δt_{\min} °C	Qh, (kW)	Qc, (kW)	Qproc, (kW)	Pinch	Δt_{real}	The (°C)	Tsh (°C)	Tef (°C)	Tsf (°C)	MLDT (°C)	Amín (m ²)
10	996	0	2 400	35	25	305,5	61	32,5	224,3	50,33	65,32
20	996	0	2 400	40	25	305,7	61	32	224,3	50,77	64,75
30	1023,5	0,9	2 400	45	30	305,7	61,4	31,8	224,6	51,10	64,34
40	1092,6	95,8	2 300	50	40	305,9	72,2	31	217,2	61,94	50,86
50	1198,2	201,4	2 200	55	50	305,9	81,1	30,3	209,5	71,18	42,34
60	1298,8	302	2 100	60	60	305,9	90,5	28,8	201	81,46	35,32

En la tabla anterior se observa que para los valores de Δt_{\min} de 10°C y 20°C el requerimiento mínimo de utilidad caliente es de 996 kW y no hay requerimiento de utilidad fría. Para 30°C el requerimiento de utilidad caliente varía muy poco, con un valor de 997,7 kW y prácticamente no hay requerimiento de utilidad fría: 0,9 kW. Se puede apreciar como el área de transferencia de calor disminuye a medida que aumenta el Δt_{\min} y con los requerimientos de utilidades ocurre lo contrario, aumentan a medida que aumenta el Δt_{\min} .

La siguiente figura muestra el comportamiento de los requerimientos de las utilidades ante los diferentes valores de Δt_{\min} :

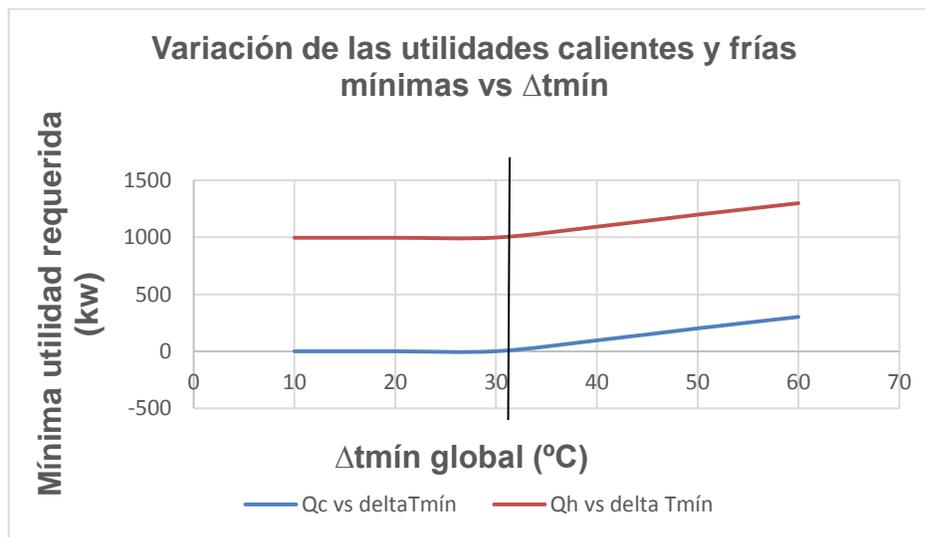


Figura 3.2. Variación de las utilidades caliente y frías mínimas vs Δt_{\min} .

Capítulo 3: Integración Energética de las secciones de 63 Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando la metodología del Análisis Pinch.

De la figura anterior se obtiene que por debajo del Δt_{\min} 31°C la demanda de servicios es constante y para valores de Δt_{\min} globales mayores de 31°C, se incrementan los requerimientos de servicios.

Una vez obtenida el área mínima para la transferencia de calor en la tabla 3.3, se calcula el número mínimo de unidades de intercambio de calor por la Ec. (3) y haciendo uso del diagrama de rejillas:

Tabla 3.4. Número mínimo de unidades de intercambio de calor.

Δt_{\min} °C	N. mín (AP)	N. mín (DP)	N. total.
10	9	0	9
20	9	0	9
30	9	1	10
40	9	6	15
50	9	7	15
60	9	7	15

Leyenda:

N. mín (AP): Número mínimo de intercambiadores por arriba del Pinch.

N. mín (DP): Número mínimo de intercambiadores por debajo del Pinch.

N. total: Número de intercambiadores totales.

Con los requerimientos de utilidades y las áreas de transferencia de calor obtenidas en la tabla 3.3 se calculan los costos de la HEN, energía y costo total, a partir de la Ec. (1), (2) y Ec. (3), estos valores son parámetros económicos con los cuales se optimiza el Δt_{\min} , en la siguiente tabla se muestran los resultados:

Tabla 3.5. Parámetros económicos para la optimización del Δt_{\min} .

Δt_{\min} , °C	A _{mín} , (m ²)	Costo de la HEN, (\$/año)	Costo de Energía, (\$/año)	Costo Total, (\$/año)
10	65,32	25 933,02	109 560,00	135 493,02
20	64,75	25 863,36	109 560,00	135 423,36
30	64,34	265 626,70	112 594,00	378 220,70
40	50,86	258 978,94	121 144,00	380 122,94
50	42,34	248 235,50	133 816,00	382 051,50
60	35,32	237142,82	145 888,00	383 030,82

Capítulo 3: Integración Energética de las secciones de 64 Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando la metodología del Análisis Pinch.

En la siguiente figura se grafican el costo de la HEN, costo de energía y costo total con los valores de Δt_{\min} , con el objetivo de estimar el valor óptimo de variación mínima de temperatura.

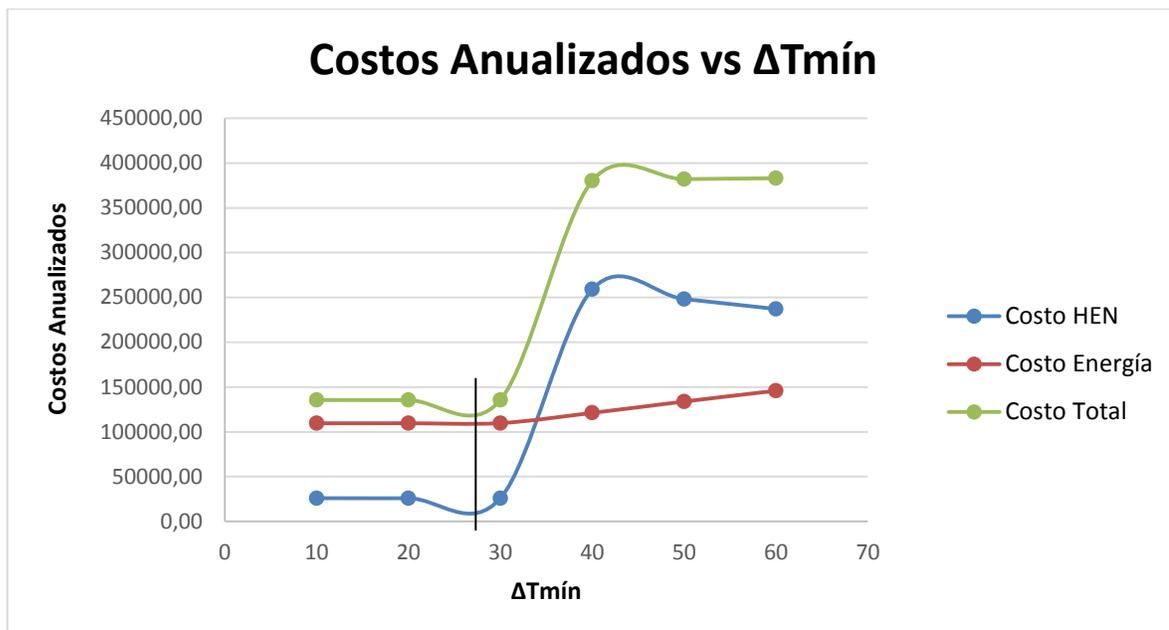


Figura 3.3. Variación de costo de la HEN, energía y costo total con los Δt_{\min} .

Al analizar la figura anterior se obtiene que el Δt_{\min} óptimo es de 28°C, valor que se localiza en el punto de inflexión y que fundamentado por lo reportado en la tabla 3.2, es permisible para las refinerías de petróleo.

A partir del valor de Δt_{\min} óptimo obtenido se determina el costo de la red de intercambio térmico, costo de energía y el costo total mediante la Ec. (1), (2) y Ec. (3), en la siguiente tabla se muestra el resultado obtenido:

Tabla 3.6. Costo de la red, de energía y costo total a partir del Δt_{\min} óptimo obtenido.

Δt_{\min} óptimo	Costo de la HEN (\$/año)	Costo de Energía (\$/año)	Costo Total, (\$/año)
28°C	263 575,6	112 470	376 045,60

Capítulo 3: Integración Energética de las secciones de 65 Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando la metodología del Análisis Pinch.

3.4 Estimación de objetivos de energía mínimo.

Determinado el Δt_{\min} óptimo se procede a evaluar la red del proceso en estudio, comenzando por la representación de la Curva Compuesta (CC) y Gran Curva Compuesta (GCC).

En la Figura 3.4 se representa la Curva de Composición de las corrientes frías y calientes, la misma es construida a partir de los datos obtenidos en la tabla 3.1 (**Ver Anexo #2**). El calor se recupera donde los perfiles se sobrepone, mientras que las aberturas de los terminales muestran los requerimientos de utilidades calientes y frías.

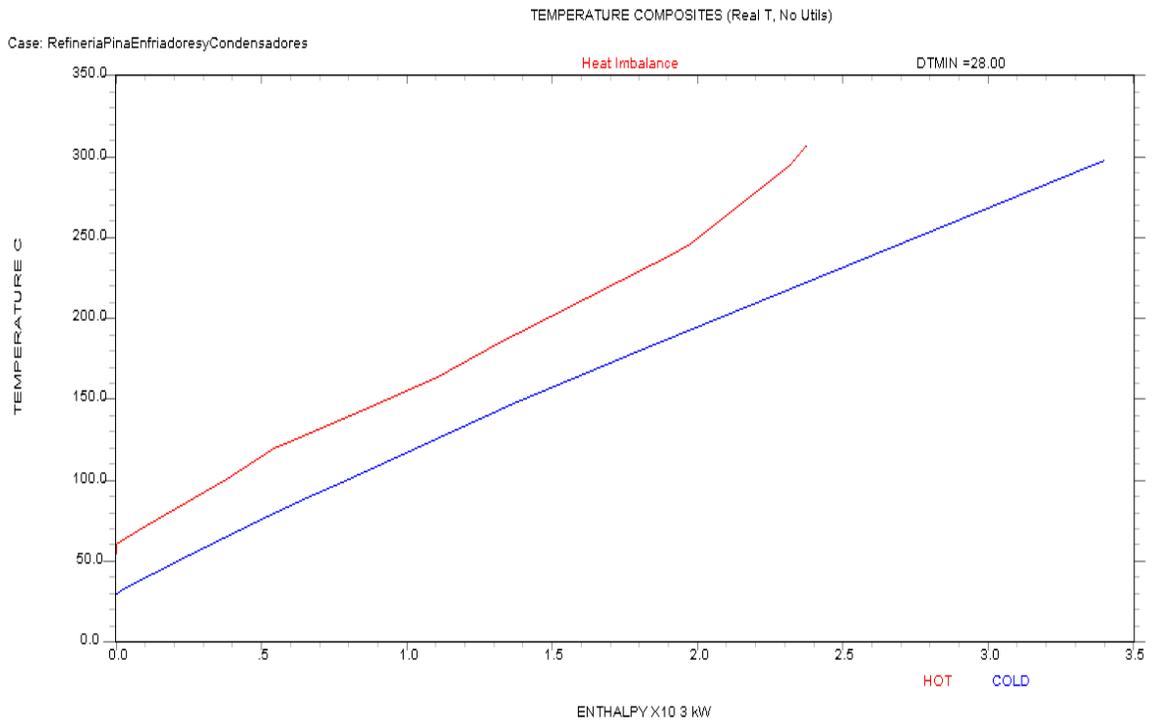


Figura 3.4. Curvas de composición para Δt_{\min} óptimo 28°C.

En la figura que se muestra a continuación está representada la Gran Curva Compuesta (GCC), la cual se obtiene con los mismos datos de la Curva de Composición, en esta también se identifican los consumos de utilidades mínimos calientes y fríos del proceso y el Pinch se visualiza fácilmente en el punto donde el flujo de calor neto es cero y la GCC toca el eje.

Capítulo 3: Integración Energética de las secciones de 66 Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando la metodología del Análisis Pinch.

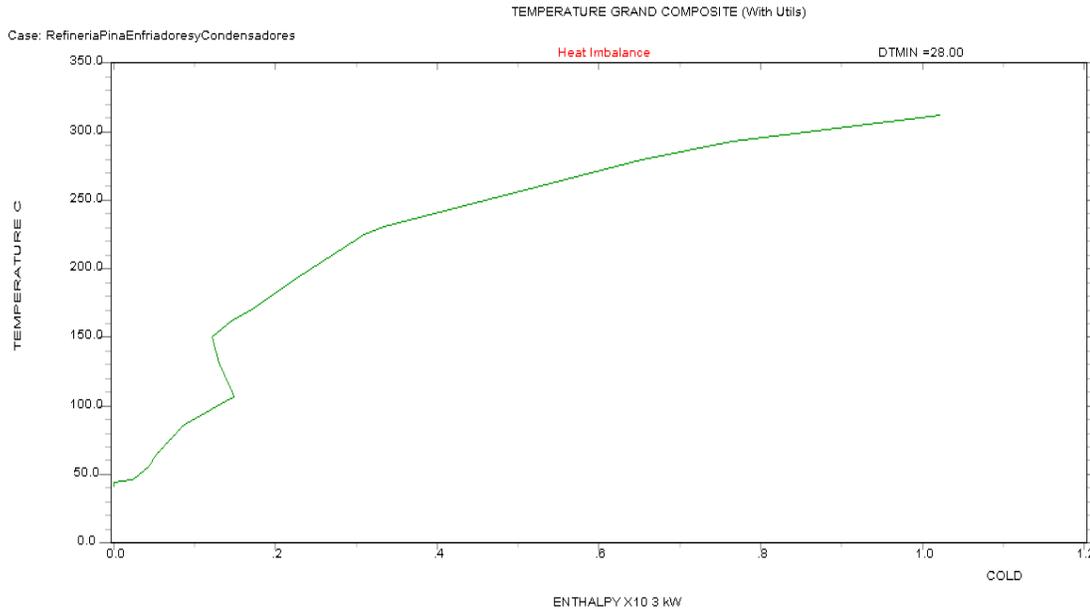


Figura 3.5. Gran Curva Compuesta para Δt_{\min} óptimo 28°C.

De las curvas anteriores se obtiene que para el Δt_{\min} óptimo, el proceso solo requiere utilidad caliente. El reporte obtenido a partir de la figura 3.4 (Ver Anexo #3) muestra que el requerimiento mínimo de utilidad caliente es de 1022,4 kW y a partir de este valor se obtiene el requerimiento de calor actual mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Actual} = \text{Target} + \text{Cross Pinch} \quad \text{Ec. (6)}$$

Donde:

Target : Requerimiento mínimo de utilidad caliente.

Cross Pinch: Calor transferido a través del Pinch.

El valor de **Cross Pinch** se obtiene a partir de la representación del diagrama de rejillas correspondiente a la red para el valor de Δt_{\min} óptimo obtenido:

Capítulo 3: Integración Energética de las secciones de 67 Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando la metodología del Análisis Pinch.

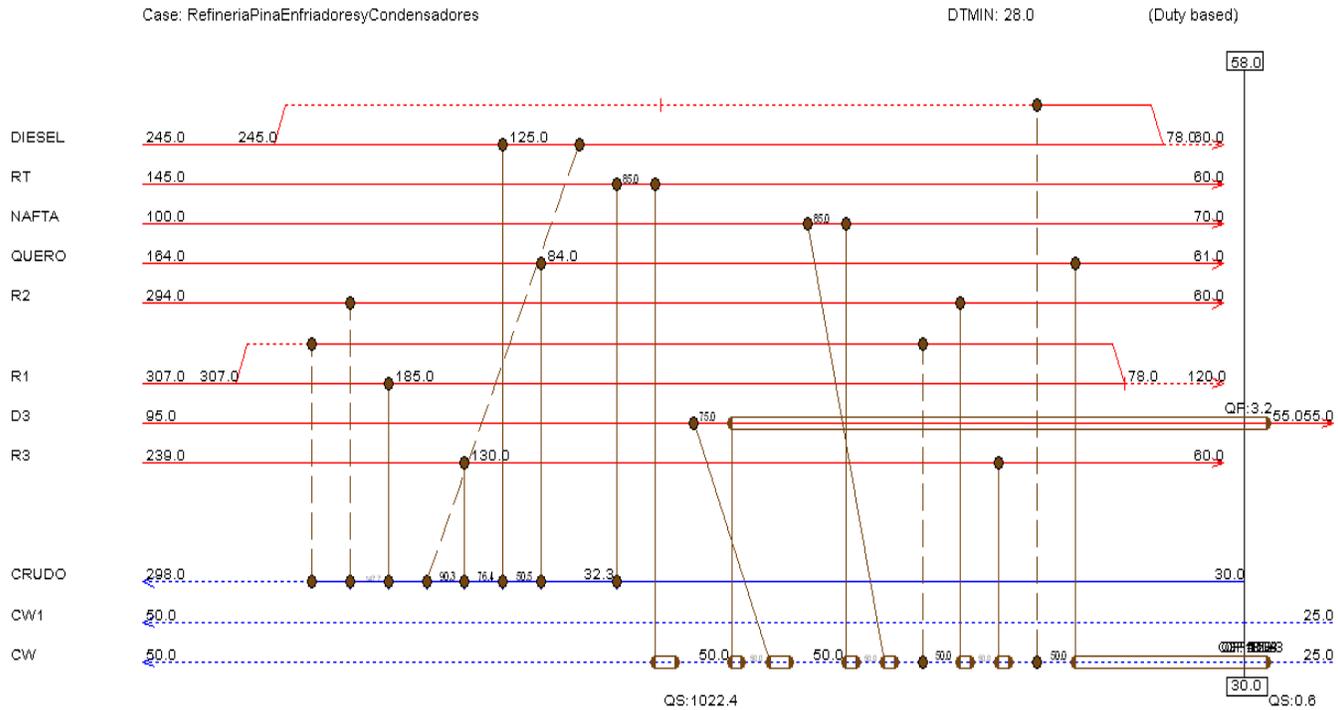


Figura 3.6. Diagrama de rejillas de la red de intercambio actual.

A partir del diagrama de rejillas de la figura anterior se obtiene una red formada por 18 intercambiadores y mediante la Ec. (3) se determina que el número mínimo de intercambiadores que debe existir en la red para el Δt_{\min} óptimo obtenido es de 14.

El reporte obtenido (**Ver Anexo #4**) a partir del diagrama de rejillas de la figura 3.6, indica las penalidades debido al calor transferido a través del Pinch, lo que se traduce en un sobreconsumo de 244,19 kW de utilidades.

A partir de los reportes obtenidos de las figuras 3.4 y 3.6 se obtiene el requerimiento de calor actual en la red a partir de la Ec. (6), el resultado es el siguiente:

$$Target = 2022,4 \text{ kW}$$

$$Cross \text{ Pinch} = 244,19 \text{ kW}$$

$$Actual = 1022,4 + 244,19 = 1266,59 \text{ kW}$$

Por otra parte, a partir de la tabla 3.1 se obtiene también el requerimiento de calor de la red pero por la realización de un balance, estimándose la demanda de calor de la corriente fría y la disponibilidad de calor de las corrientes calientes, el resultado es el siguiente:

Capítulo 3: Integración Energética de las secciones de 68 Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando la metodología del Análisis Pinch.

$$\Sigma\Delta H_{crudo} = 3399,57 \text{ kW}$$

$$\Sigma\Delta H_{c. calientes} = 2031,42 \text{ kW}$$

$$\Sigma\Delta H_{c. calientes} - \Sigma\Delta H_{crudo} = 1368,14 \text{ kW}$$

Del balance anterior se obtiene que el proceso demanda 3399,57 kW de calor y existen 2031,42 kW disponibles, por lo que hay un requerimiento de calor en la red de 1368,14kW.

Si se compara el requerimiento de calor hallado por el balance con el determinado a partir de la Ec. (6) se obtiene:

Tabla 3.6. Comparación de los requerimientos de calor obtenidos en la red.

	Requerimiento de calor.	Resultado
A partir de los reportes.	1266,59 kW	El requerimiento de calor a partir de los balances es mayor ya que el ASPEN PINCH aprovecha el contenido calórico de las corrientes y por tanto el requerimiento de calor reportado es menor.
A partir de los balances.	1368,14 kW	

Si se comparan los requerimientos de calor mostrados en la tabla anterior con el mínimo requerimiento de utilidad caliente obtenido a partir de la figura 3.4, se obtiene el siguiente resultado:

Tabla 3.7. Comparación de los requerimientos de calor obtenidos en la red con el mínimo requerimiento de utilidad caliente.

	Requerimiento de calor.	Resultado
A partir de los reportes.	1266,59 kW	Los requerimientos de calor a partir de los balances y a partir de los reportes son mayores que el mínimo requerimiento que debe existir, por lo que se determina que existe un sobreconsumo de energía en la red de intercambio térmico.
A partir de los balances.	1368,14 kW	
Mínimo requerimiento de calor obtenido.	1022,4 kW	

El sobreconsumo de utilidad obtenido en la tabla anterior puede determinarse con el uso del ASPEN PINCH identificando las violaciones de las reglas del Pinch en la red actual.

A partir del diagrama de rejillas representado en la figura 3.6 se determinan las violaciones que existen en la red actual, en la tabla 3.8 se identifican las mismas.

*Capítulo 3: Integración Energética de las secciones de 69
Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío utilizando
la metodología del Análisis Pinch.*

Tabla 3.8. Violaciones de las reglas del Pinch identificadas en la red actual.

Intercambiador	Corriente	kW	Violación
E-204B	RT	10,01	Enfriamiento por encima del Pinch
E-201A	D3	3,77	Cruce a través del Pinch
E-201B	D3	2,63	Enfriamiento por encima del Pinch
E-103A	Nafta	12,42	Enfriamiento por encima del Pinch
E-103B	Nafta	12,42	Enfriamiento por encima del Pinch
E-204C	R2	40,66	Enfriamiento por encima del Pinch
E-204E	R3	101,86	Enfriamiento por encima del Pinch
E-105B	Queroseno	55,80	Enfriamiento por encima del Pinch
TOTAL		244,19	

En la tabla anterior se ha resumido el reporte del análisis de la rejilla; en el **Anexo #4** se presenta como se visualiza el mismo en el programa. Se tiene entonces que existen 8 intercambiadores de calor en los que dado el arreglo de corrientes caliente y fría de los mismos conducen a un sobreconsumo de utilidades. Un análisis individual de estos equipos en la red evidencia que la violación, en la mayoría de estos equipos, se debe al enfriamiento de corrientes calientes con utilidad fría por encima del Pinch. En el caso del enfriamiento de la corriente D3 y la utilidad fría, existe un ligero sobreconsumo también, debido al cruce a través del Pinch.

CONCLUSIONES

1. La evaluación energética y exergética de la red de intercambiadores de calor indicó elevadas eficiencias en las unidades de intercambio para la capacidad de producción actual de 500 t/d.
2. En los condensadores y enfriadores se obtuvieron menores eficiencias que en los equipos intercambiadores de calor lo que demuestra la necesidad de un estudio más detallado para identificar las causas de estos resultados.
3. Los balances de masa y energía mostraron que el proceso demanda un consumo mínimo de utilidad externa de calentamiento, el cual se determinó a través del Análisis Pinch y resultó de 1022,4 kW.
4. El estudio de la integración energética para la determinación del Δt_{\min} óptimo para la red de intercambio de calor resultó ser de 28°C, valor que se ajusta a lo reportado en la literatura para este tipo de fábrica.
5. La red de intercambiadores de calor evaluada para el Δt_{\min} óptimo obtenido tiene como mínimo 14 equipos de intercambio térmico, presenta un costo total de 376 045,60 \$/año significando en 263 575,6 \$/año el costo total de inversión y en 112 470 \$/año el costo de la energía.
6. En el diagrama de rejillas existen 8 intercambiadores de calor en los que dado el arreglo de corrientes caliente y fría se tiene un sobreconsumo de utilidades causado por el enfriamiento de corrientes calientes por encima del Pinch.

RECOMENDACIONES

1. Realizar en los condensadores y enfriadores un estudio más detallado para identificar las causas de las pérdidas exergéticas que se tienen en estos equipos.
2. Evaluar la propuesta de una red de intercambio de calor que se acerque al objetivo mínimo de energía obtenido en este trabajo, para lo cual no debe incurrir en las violaciones identificadas.
3. Dar a conocer estos resultados a los ingenieros de la fábrica para la realización de proyectos posteriores.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

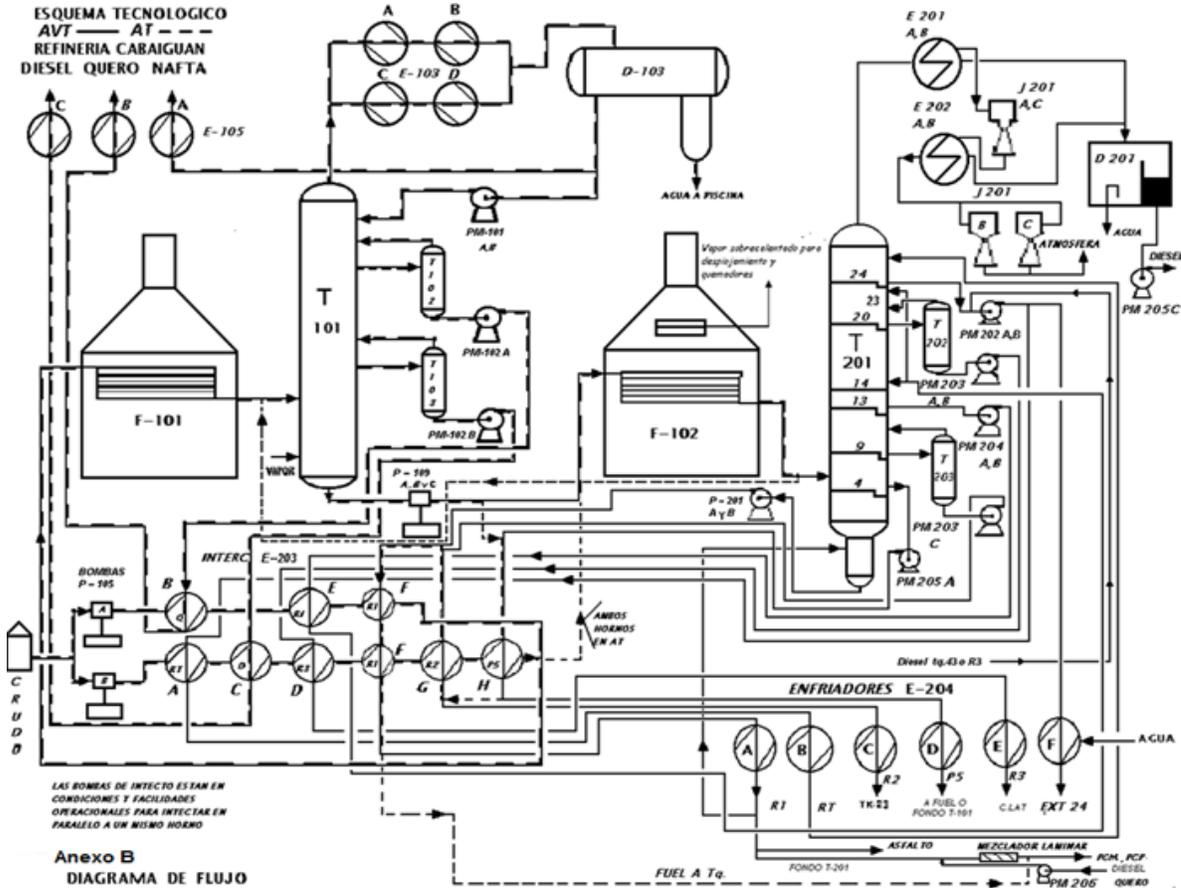
1. CEINPET 1999. Características del petróleo Varadero.
2. CUBA–PETRÓLEO, U. Manual de la producción. Reglamento Tecnológico para las Unidades de Destilación Atmosférica y al Vacío. .
3. DIAZ, R. J. 1994. Desagregación del crudo Pina-Cristales según sus densidades. . Ciudad Habana: Cuba: Petróleo.
4. ECURED. *Destilación del petróleo* [Online].
5. ERIJ, V. N., RASINA, M. G. & RUDIN, M. G. 1988. *Química y Tecnología del petróleo y del gas*. .
6. ESCOBAR, J. J., MARTI, X., REOL, N., LARRUY, Y., CASTELLS, C. & CHIVA, P. 2002. *El Petróleo. El recorrido de la energía*.
7. ESPINOSA PEDRAJA, R. 2001. La tecnología Pinch en el marco de la Industria Química. santa Clara: Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Cuba.
8. ESTUPIÑÁN, 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. Edición: María del Carmen Rodríguez Fernández ed.
9. FAHIM, M. A., AL-SAHHAF, T. A. & ELKILANI, A. S. 2010. *Fundamentals of Petroleum Refining*. .
10. HIMMELBLAU, D. M. 1997. *Principios básicos y cálculos en ingeniería química*, Mexico.
11. [HTTP://EQUIPOSYLABORATORIOS.COM/SITIO/CONTENIDOS_MO.PHP?IT=3121](http://EQUIPOSYLABORATORIOS.COM/SITIO/CONTENIDOS_MO.PHP?IT=3121).
12. [HTTP://PEDROREINA.NET/TRABALU/19981999/WEBITOS6.HTM](http://PEDROREINA.NET/TRABALU/19981999/WEBITOS6.HTM). *Petróleo* [Online].
13. [HTTP://PROFESORES.FI-B.UNAM.MX/](http://PROFESORES.FI-B.UNAM.MX/). *Petróleo y Derivados* [Online].
14. [HTTP://WWW3.FI.MDP.EDU.AR/PROCESOSINDUSTRIALES1/ARCHIVOS/BALANCE%20DE%20MATERIA.PDF](http://WWW3.FI.MDP.EDU.AR/PROCESOSINDUSTRIALES1/ARCHIVOS/BALANCE%20DE%20MATERIA.PDF). *Balance de materia* [Online].
15. [HTTP://WWW.ACYJA.COM/DESCARGA_LIBROS-LIBRES/PROBLEMAS_DE_BALANCES_DE_ENERGIA.PDF](http://WWW.ACYJA.COM/DESCARGA_LIBROS-LIBRES/PROBLEMAS_DE_BALANCES_DE_ENERGIA.PDF). *Problemas de balances de materiales* [Online].
16. [HTTP://WWW.CIE.UNAM.MX/~OJS/PUB/MODULOS/MODULO4.PDF](http://WWW.CIE.UNAM.MX/~OJS/PUB/MODULOS/MODULO4.PDF).
17. [HTTP://WWW.FULLQUIMICA.COM/2013/12/REFINACION-DEL-CRUDO.HTML](http://WWW.FULLQUIMICA.COM/2013/12/REFINACION-DEL-CRUDO.HTML). *Refinación del crudo* [Online].
18. [HTTP://WWW.IPSNOTICIAS.NET/2015/10/EXTRACCION-DE-PETROLEO-CUBANO-ESPERA-POR-TECNOLOGIA-E-INVERSIONES/](http://WWW.IPSNOTICIAS.NET/2015/10/EXTRACCION-DE-PETROLEO-CUBANO-ESPERA-POR-TECNOLOGIA-E-INVERSIONES/). *Extracción de petróleo cubano espera por tecnología e inversiones* [Online].

19. [HTTPS://ALOJAMIENTOS.UVA.ES/GUIA_DOCENTE/UPLOADS/](https://alojamientos.uva.es/guia_docente/uploads/). *Combustibles* [Online].
20. HURTADO, C. M. R. & RINCÓN, R. G. 2003. *ANÁLISIS Y EVALUACIÓN DE INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LAS CORRIENTES DE PROCESO DE LA UNIDAD DE RUPTURA CATALÍTICA DE ECOPETROL GERENCIA REFINERÍA DE CARTAGENA UTILIZANDO LA METODOLOGÍA PINCH*. UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA SEDE MANIZALES.
21. HUTTE, R. H. 1968. *Manual del Ingeniero*.
22. ICCT 2011. *INTRODUCCIÓN A LA REFINACIÓN DEL PETRÓLEO Y PRODUCCIÓN DE GASOLINA Y DIÉSEL CON CONTENIDO ULTRA BAJO DE AZUFRE*.
23. KERN, D. K. 1969. *Procesos de Transferencia de calor*.
24. KOTAS, T. J. 1995. *The Exergy Method of Plant Analysis*.
25. KRAUS, R. S. 1998. Enciclopedia de salud y seguridad en el trabajo. *Petróleo: Prospección y Perforación*.
26. LÁPIDO, M. & ALVAREZ, M. 2006. *Termodinámica Avanzada*; Centro de Estudios de Energía y Medio Ambiente.
27. LINNHOFF, B. 1979. *Thermodynamic Analysis in the Design of Process Networks*.
28. MARCH, L. 1998. *Introduction to Pinch Technology*.
29. MATHPRO 2011. *Introducción a la refinación del petróleo y producción de gasolina y diésel con contenido ultra bajo de azufre*.
30. MEDELLÍN, A. A. & GONZÁLEZ, E. G. 1996. El análisis de pliegue (pinch analysis) una técnica de integración energética de proceso.
31. MENESES, M. R. 2015. *Rechequeo del sistema de intercambio de calor para el incremento de la capacidad de producción en la refinería "Sergio Soto Valdés" de Cabaiguán.*, Universidad Central Marta Abreu de Las Villas.
32. MEYERS, R. A. *Handbook of petroleum refining processes*.
33. MUJLIONOV, I. P., AVERBUJ, A. Y., FURMER, I. E. & TUMARKINA, E. S. 1979. *Fundamentos Teóricos de la Tecnología Química*.
34. PEARS, T. J. 1997. Report IEA Implementing Agreement on Process Integration: Annex I End-User Survey Report no: 4338. In: INDUSTRY, P. (ed.).
35. PEDRAJA, R. E. & TOUSET, J. P. H. 2001. *La tecnología Pinch en el marco de la Industria Química*.
36. REPSOL-YPF Manual de combustibles. Refinación.
37. REQUENA, J. A. 2013. *PROBLEMAS DE BALANCES DE ENERGÍA*.

38. RUIZ, J. S. 2009. *DETERMINACIÓN DE MODOS DE FALLO Y SUS EFECTOS EN MÁQUINAS DE LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA*. PROYECTO FIN DE CARRERA.
39. VALDÉS, R. S. S. Documento interno: Manual de la producción. Reglamento tecnológico.
40. VALDÉS, R. S. S. Historia del Centro: Empresa Refinadora de Petróleo “Sergio Soto Valdés” de Cabaiguán.
41. VERDE, P. R. 1982. *Tecnología Moderna del Petróleo en Cuba*.
42. WWW.ALIPSO.COM/MONOGRAFIAS. *Petróleo, comercio mundial* [Online].
43. [WWW.ENERGÍA.GOB.MX/RES/85/REFINACIÓN WEB.PDF](http://WWW.ENERGÍA.GOB.MX/RES/85/REFINACIÓN_WEB.PDF). *Refinación* [Online].

ANEXOS

Anexo #1: Diagrama de flujo correspondiente a las secciones de Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío en la "Refinería Sergio Soto" de Cabaiguán.



Anexo #2: Datos de la tabla 3.1 insertados en el ASPEN PINCH.

Units	Name	Tsupp	Ttarg	Duty	MCP	Hfilm	Contrib	CostLaw/ON	Type	Comments
		C	C	kW	kW/C	kW/m ² -K	C			
1:1	CRUDO	30.00	32.33	25.03		10.74	Global		COLD	FROM HEAT EXCHANGER
1:2		32.33	50.54	194.12		10.66	Global		COLD	FROM HEAT EXCHANGER
1:3		50.54	76.41	288.29		11.14	Global		COLD	FROM HEAT EXCHANGER
1:4		76.41	90.25	160.91		11.63	Global		COLD	FROM HEAT EXCHANGER
1:5		90.25	98.16	97.73		12.36	Global		COLD	FROM HEAT EXCHANGER
1:6		98.16	147.66	602.10		12.16	Global		COLD	FROM HEAT EXCHANGER
1:7		147.66	182.04	458.05		13.32	Global		COLD	FROM HEAT EXCHANGER
1:8		182.04	298.00	1573.34		13.57	Global		COLD	FROM HEAT EXCHANGER
4:1	DIESEL	245.00	125.00	288.29		2.40	Global		HOT	FROM HEAT EXCHANGER
4:2		125.00	60.00	135.16		2.08	Global		HOT	FROM HEAT EXCHANGER
2:1	RT	145.00	60.00	35.46		0.42	Global		HOT	FROM HEAT EXCHANGER
9:1	NAFTA	100.00	70.00	24.84		0.83	Global		HOT	FROM HEAT EXCHANGER
3:1	QUERO	164.00	61.00	249.93		2.43	Global		HOT	FROM HEAT EXCHANGER
7:1	R2	294.00	60.00	500.85		2.14	Global		HOT	FROM HEAT EXCHANGER
6:1	R1	307.00	185.00	602.10		4.94	Global		HOT	FROM HEAT EXCHANGER
6:2		185.00	120.00	269.29		4.14	Global		HOT	FROM HEAT EXCHANGER
10:1	D3	95.00	55.00	7.54		0.19	Global		HOT	FROM HEAT EXCHANGER
5:1	R3	239.00	60.00	264.25		1.48	Global		HOT	FROM HEAT EXCHANGER

Anexo #3: Reporte correspondiente a la figura 3.4.

A S P E N P I N C H (TM)

Targeting Results, Case:
RefineriaPinaEnfriadoresyCondensadores

```

*****
*           No utilities have been placed           *
*****

Minimum hot utility      1022.4 kW
Minimum cold utility     0.6 kW

Delta Tmin                28.0 C

Pinch temperature(s):    Pinch T      Delta T (Real)
                        44.0 C        28.0 C

Total Hot utility used   0.0 kW
Total Cold utility used  0.0 kW
    
```

Anexo #4: Reporte correspondiente al diagrama de rejillas de la figura 3.6.

Cross Pinch Heat Transfer Penalties
Penalty units : kW

* denotes a near pinch

```

Pinch# 1
Hxer ID  Ti = 44.00 C
-----
E-204B   10.4294
E-201A   3.77000
E-201B   3.20450
E-103A   12.4200
E-103B   12.4200
E-204C   42.8077
E-204E   103.338
E-105B   55.8096
-----
Sum --> 244.199
    
```