



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

Facultad de Química Farmacia

Departamento de Ingeniería Química

TRABAJO DE DIPLOMA

**Integración energética y análisis exergético
de la red de intercambiadores de calor en la
Refinería "Sergio Soto Valdés".**

Autora: Dayana Simón Sánchez.

Tutores: Dr. C. Meilyn González Cortés.

Dr. C. Julio Pedraza Garciga.

Santa Clara

2015-2016

"Año 58 de la Revolución"



Pensamiento

*“Lo imposible es el fantasma de los tímidos y
el refugio de los cobardes”*

Napoleón

Dedicatoria

*A mis padres Anay y Flavio, por ser mis mayores tesoros y confiar
ciegamente en mí, este éxito también es de ustedes.*

A mis hermanos, Maidany y Andy que los quiero con la vida.

A mi tía Aney y mi primo Edel que los adoro.

Agradecimientos

A todas aquellas personas que de una forma u otra me han ayudado a ser la persona que soy hoy, gracias por su apoyo incondicional y confianza.

A mi mamita Anay que es lo más hermoso que me ha dado la vida. Gracias por estar ahí siempre y convertirme en quien soy, por la educación que me has dado, y por siempre tener un sí y guiarme en cada paso, te adoro eres mi ángel.

A mi papito Flavio que a pesar que estaba lejos no me faltó nunca, gracias por tanto sacrificio y por demostrarme lo orgulloso que estás de mí, eres el hombre que más podré amar en la vida.

A mis hermanos, por ser tan lindos conmigo, los quiero mucho mucho.

A mis abuelos, Asteria, Alfredo, Arcilio y en especial a Donatila que, aunque no está con nosotros desde el cielo me cuida y me desea lo mejor.

A mis Tíos y primos que son muchos, en especial Aney que se ha comportado como otra mamá y mi primo Edel que con su dulzura y amor es otro hermano, los adoro.

A mis profes porque contribuyeron de una forma u otra en mi formación profesional; por sus formas de enseñar, todas diferentes y características, que me incentivaron en muchos sentidos a seguir adelante y sin ustedes esto no hubiera sido posible.

A todos mis amigos que siempre han estado ahí en las buenas y las malas, especialmente a: Leyaní, Yuraimy, Lisday y Rocío que con su ayuda y cariño se ha convertido en una hermana, gracia a todas por estar siempre dispuestas a todo por mí; por escuchar y llenarme con sus buenos consejos; por demostrarme que la distancia no hará que nuestra amistad se pierda. Las quiero mucho muchísimo.

A mi TUTORA Meilyn González, porque aprendí de ella que en la vida solo hay que trazarse metas para lograr lo que queremos, gracias por tantas horas de dedicación, por tanto sacrificio, paciencia y por darme mucho ánimo.

A mi tutor Julio Pedraza gracias por ser tan especial y enseñarme que todo en la vida se puede solo hay que proponérselo, te voy a extrañar por tu locura y picardía eres especial.

A mis compañeros de grupo: Por compartir juntos 5 años de alegrías y vicisitudes apoyándonos en todo momento.

A mis padrastros que son muy lindos conmigo y sé que puedo contar con ellos la vida entera los quiero.

A Julio César por su cariño y amor desmedido, por acompañarme y darme fuerza en todo momento, por creer en mí, por regalarme tantos momentos de felicidad y por no darse nunca por vencido.

A Liliana, Mijail, Caro y demás compañeros de la Refinería, que contribuyeron a la realización de este trabajo.

A la familia de mi tutora Meilyn por su amabilidad y hacerme sentir como en casa.

A toda mi familia que es muy grande, en fin a todos

Muchas Gracias

Resumen

En este trabajo se realizó la integración energética y el análisis exergético de la red de intercambiadores de calor en la refinería “Sergio Soto Valdés” de Cabaiguán, para ello se desarrollaron los balances de masa y energía en las secciones de destilación atmosférica al vacío.

El análisis exergético se desarrolló en la red de intercambio de calor determinándose las pérdidas y las eficiencias exergéticas de las unidades que componen la red. Se obtuvieron las mayores eficiencias en los equipos intercambiadores con valores cercanos al 100% y los peores resultados para los condensadores y enfriadores para los que se reportaron eficiencias desde 31 - 85% y desde 49-97% respectivamente.

Por último, se realiza un análisis de integración energética, para lo cual se empleó el ASPEN PINCH. El estudio de integración incluyó la determinación del requerimiento mínimo de utilidades calientes y frías del proceso. Se determinó la diferencia mínima de temperatura óptima para la red de intercambio de calor, así como otros parámetros relacionados con el costo de las utilidades y de la red. El diagrama de rejillas obtenido mostró el número mínimo de unidades de intercambio y las violaciones existentes en la red que significan en 918 kW. El costo mínimo de la red de intercambio es de \$ 318 122 por año y el costo de la energía resultó \$146 051 por año.

Abstract

In this paper was performed the energy integration and network exergy analysis of heat exchangers in the "Sergio Soto Valdes" Cabaiguán, this refinery mass balances and energy were developed in sections of atmospheric vacuum distillation was performed.

The exergy analysis was developed in the heat exchange network determining losses and exergy efficiencies of the units that make up the network. The highest efficiencies were obtained in equipment exchangers with values close to 100% and the worst results for the condensers and coolers for that efficiencies were reported from 31 to 85% and from 49 to 97% respectively.

Finally, an analysis of energy integration is performed, for which the ASPEN PINCH was used. The integration study included the determination of the minimum requirement of hot and cold process utilities. the minimum difference of optimum temperature for heat exchange network was determined, as well as other parameters related to the cost of utilities and network. The grids diagram obtained showed the minimum number of units existing and network violations with a meaning of 918 kW. The minimum cost heat exchange network is 318,12 \$/year and the cost of energy was 146,051 \$/year.

TABLA DE CONTENIDOS

<i>Dedicatoria</i>	iii
<i>Agradecimientos</i>	iv
<i>Resumen</i>	vi
Introducción	1
CAPÍTULO 1. Revisión bibliográfica	4
1.1. Definición y origen del petróleo.	4
1.2 Características fundamentales del petróleo.	5
1.2.1 Características del petróleo crudo cubano.	6
1.3. Preparación del petróleo crudo para su refinación.	8
1.3.1 Métodos físicos de refinación del petróleo.	9
1.4. Efectos del proceso de refinación del petróleo sobre el medio ambiente.	9
1.5. Principales usos del petróleo.	10
1.6. Balances de masa, energía y exergía.	11
1.6.1. Balances de masa.	11
1.6.2. Balances energéticos o de entalpía.	11
1.6.3. Balances Exergéticos.	12
1.7 Integración energética de procesos.	13
1.7.1 Conceptos básicos de la Tecnología Pinch.	14
1.7.2 Curvas Compuestas Combinadas (calientes y frías).	14
1.7.3 Curva de Composición.	14
1.7.4 Diferencia de temperatura mínima. $\Delta T_{mín}$	15
1.7.5 Gran Curva Compuesta.	15
1.7.6 Costo de la energía y de la inversión.	15
1.7.7 Costo Total.	15
1.8 Pasos del análisis de integración energética, Pinch.	15

1.9 Caso de estudio de la integración energética en el proceso de refinación del petróleo.	20
1.9.1 Caso Estudio I "La Tecnología Pinch en el marco de la Industria química"	21
Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".	22
2.1. Principales usos del petróleo refinado en la Refinería "Sergio Soto Valdés"	22
2.2. Descripción del proceso de refinación de crudo.	23
2.3. Balances de masa y energía en la unidad de destilación atmosférica y de vacío. .	27
2.3.1. Balances de masa en la torre de destilación atmosférica T-101.	27
2.3.2 Balances de energía en la torre de destilación atmosférica T-101.	29
2.3.3 Balances de masa en los despojadores de destilación atmosférica.	30
2.3.4 Balances de energía en la red de intercambiadores de calor.	30
2.3.5. Balances de masa y energía en los condensadores de nafta.	33
2.3.6 Balances de energía en los enfriadores de destilación atmosférica.	34
2.3.7. Balance de masa en la torre de destilación al vacío T- 201.	35
2.3.8 Balance de energía en la torre de destilación al vacío T- 201.	36
2.3.9 Balances de masa en los despojadores de vacío.	37
2.3.10 Balances de energía en los enfriadores de destilación al vacío.	37
2.3.11 Balance de energía en los condensadores de D3.	38
2.4 Balances de exergía en la red de intercambiadores de calor.	39
Capítulo 3: Integración energética de la red de Intercambiadores de calor de la refinería "Sergio Soto Valdés".	47
3.1 Aplicación del Análisis Pinch.	47
3.2 Integración energética en el proceso de estudio.	47
3.3 Determinación del $\Delta T_{\text{mín}}$ óptimo.	49
3.4 Objetivos de energía mínimo para el ΔT mínimo óptimo.	53
3.5 Obtención del diagrama de rejilla para el proceso en estudio.	56

Conclusiones.....	58
Recomendaciones.....	59
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	60
ANEXOS.....	63
Anexo I Diagrama de bloque de la refinación del petróleo en la Refinería “Sergio Soto Valdés”	63
Anexo II Diagrama de flujo de la refinación del petróleo en la Refinería “Sergio Soto Valdes”	64
Anexo III Tabla Problema de la Refinería “Sergio Soto Valdés”	65
Anexo IV Tabla reporte de la integración.....	66
Anexo V Tabla reporte del Cross Pinch.	67

Introducción

El petróleo es la principal fuente de energía la materia prima más importante, 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. La industria del petróleo, la más grande y la que más se puede extender de las industrias químicas de proceso, tiene un tremendo impacto en la economía y en la vida, no solamente nacional sino mundial, de allí la importancia que se le da en nuestro país a las refinerías de petróleo.

El petróleo es un compuesto de naturaleza hidrocarbonada, constituido por una mezcla compleja de diferentes tipos de hidrocarburos. Los elementos principales que lo componen son carbono e hidrógeno y un pequeño porcentaje de otros elementos como azufre, nitrógeno y otros metales. Los hidrocarburos son más complejos a medida que aumenta su punto de ebullición. Desde el punto de vista estructural están presentes, en mayor o menor proporción hidrocarburos parafínicos, aromáticos y nafténicos, en dependencia de la naturaleza del crudo.

La Refinería "Sergio Soto Valdés", ubicada en Cabaiguán, provincia Sancti Spíritus, es una empresa refinadora de petróleo. El proceso de refinación del crudo es un proceso continuo. La materia prima utilizada es extraída de la cuenca central de Ciego de Ávila-Jatibonico, Pina, Cristales y Majagua, además de una parte del crudo Matanzas, Varadero, un 15% de crudo Santa Cruz, proveniente de La Habana y crudo Cojímar de nuevos pozos perforados. Actualmente la Refinería de Petróleo "Sergio Soto", se basa en la producción y comercialización de combustibles, base para lubricantes y aceite transformador, con variados surtidos, referidos a nafta, queroseno, diesel, fuel oil, asfalto, gasolina, aceite transformador, aceite I-12 y componente sigatoka.

El consumo energético en una refinería de petróleo es sumamente elevado ya que se necesita un gran volumen de vapor recalentado y vaporizar el crudo de petróleo elevando su temperatura hasta 320°C. Esto se logra haciendo pasar el crudo por 8 intercambiadores de calor que aumentan su temperatura hasta 190°C a través del intercambio de calor con los destilados de las columnas. La elevación de la temperatura del crudo desde 190°C a 320°C se logra en el horno.

Además, la red de intercambiadores de calor consta de 4 condensadores y 7 enfriadores que llevan los condensados de las columnas una vez que han intercambiado calor con el crudo, a las temperaturas normadas por el proceso.

El aumento del 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 en las operaciones de refinación. En estos procesos en la red de intercambiadores de calor para el calentamiento del crudo se manejan un grupo importante de corrientes cuya disposición en la red garantizarán un mayor o menor consumo de utilidades, lo que implicarán mayores o menores costos para el proceso.

En un trabajo anterior (**Meneses, 2015**), se realizó un análisis de la red de intercambiadores de calor identificándose anomalías en esa sección como fue el exceso en el área de algunos de los equipos intercambiadores. Es por ello, que se requiere un análisis más detallado de la misma que incluya la evaluación de la red donde se identifique el manejo y distribución de las corrientes, así como si existen arreglos que estén conduciendo a mayores consumos de utilidades. En este punto es importante hacer notar que, en la refinería en estudio, se procesan varios tipos de crudo que por sus características impactan de diferente manera en el balance energético. En este trabajo se realiza el estudio para el crudo Matanzas.

La integración energética de procesos y el análisis exergético constituyen herramientas que han sido aplicadas en numerosos procesos industriales con vistas a evaluar el desempeño energético de los mismos; detectar donde ocurren las mayores pérdidas para proponer modificaciones que signifiquen en menores consumos de energía a través del aprovechamiento del calor presente en corrientes del proceso.

Las refinerías de petróleo son industrias con una alta potencialidad para la aplicación de la integración energética.

Atendiendo a lo anterior se define como **problema científico** el siguiente:

Las anomalías detectadas en trabajos precedentes realizados en la sección de intercambiadores de la refinería “Sergio Soto Valdés”, conducen a ineficiencias en este sistema que deben ser evaluadas energéticamente y exergéticamente para garantizar un mejor desempeño en el proceso.

Hipótesis

Las herramientas de integración energética y el análisis exergético permiten evaluar e identificar potencialidades para un consumo mínimo de energía en la red de intercambiadores de calor de la sección de destilación atmosférica y al vacío del proceso en estudio, así como identificar si existen violaciones en la distribución de corrientes que intercambian calor y que implican sobreconsumo de utilidades en el proceso.

Objetivo General

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

Objetivos específicos

1. Caracterizar el proceso de refinación de crudo Matanzas en la refinería “Sergio Soto Valdés”.
2. Analizar energética y exergéticamente el proceso en estudio.
3. Evaluar la red de intercambiadores del proceso en estudio determinando $\Delta T_{\text{mín}}$ óptimo, consumo mínimo de utilidades y violaciones de intercambio de calor entre corrientes del proceso.
4. Estimar los parámetros económicos principales tales como costo de la energía, costo de capital y costo total para la red con consumo mínimo de energía.

CAPÍTULO 1. Revisión bibliográfica

El **petróleo**, es una mezcla homogénea de compuestos orgánicos, principalmente hidrocarburos insolubles en agua. También es conocido como **petróleo crudo** o simplemente **crudo**. Se produce en el interior de la Tierra, por transformación de la materia orgánica acumulada en sedimentos del pasado geológico y puede acumularse en trampas geológicas naturales, de donde se extrae mediante la perforación de pozos. **(Padrón, 1981)**

En condiciones normales de presión y temperatura es un líquido bituminoso que puede presentar gran variación en diversos parámetros como color y viscosidad (desde amarillentos y poco viscosos como la gasolina hasta líquidos negros tan viscosos que apenas fluyen), densidad (entre 0,66 g/ml y 0,97 g/ml), capacidad calorífica, etc **(Padrón, 1982.)**. Estas variaciones se deben a la diversidad de concentraciones de los hidrocarburos que componen la mezcla. Es un recurso natural no renovable y actualmente también es la principal fuente de energía en los países desarrollados. El petróleo líquido puede presentarse asociado a capas de gas natural, en yacimientos que han estado enterrados durante millones de años, cubiertos por los estratos superiores de la corteza terrestre. **(<https://es.wikipedia.org/wiki/Petroleo>, 2013)**

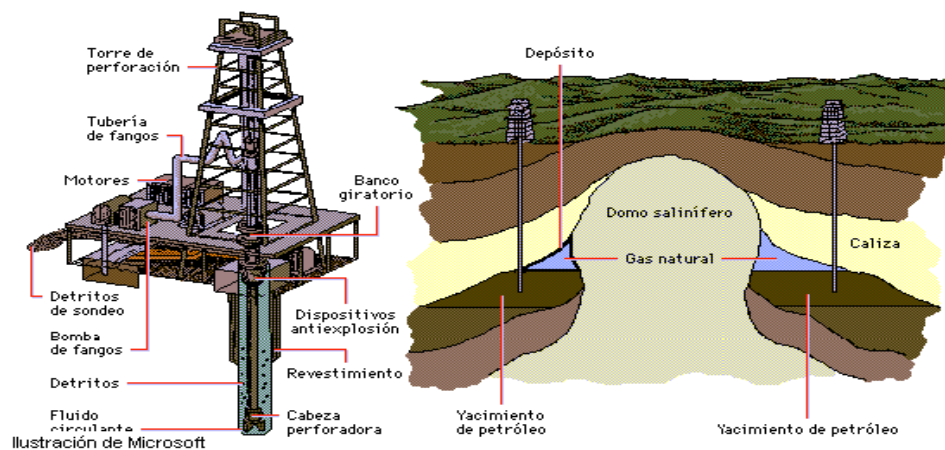


Figura1: Esquema del origen del petróleo.

1.1. Definición y origen del petróleo.

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. (www.fenercom.com)

El petróleo es una sustancia oleosa de color muy oscuro compuesta de hidrógeno y carbono y se lo llama hidrocarburo. Puede hallarse en estado líquido o en estado gaseoso. En estado líquido es llamado aceite "crudo", y en estado gaseoso, gas natural. Su origen es de tipo orgánico y sedimentario (**Padrón, 1961**). Se formó como resultado de un complejo proceso físico - químico en el interior de la tierra, que debido a la presión y las altas temperaturas, se van descomponiendo las materias orgánicas que estaban formadas especialmente por fitoplancton y el zooplancton marinos, así como por materia vegetal y animal, que se fueron depositando en el pasado en lechos de los grandes lagos, mares y océanos. A esto se unieron rocas y mantos de sedimentos. A través del tiempo se transformó esta sedimentación en petróleo y gas natural.

(<http://quimicaatlacomulco.bligoo.com>., Cerutti, 2001)

De forma general según (**Oceano, , 1995**) se puede decir que ese hidrocarburo puede estar en estado líquido o en estado gaseoso y que es una de las sustancias más valiosas que se puede disponer. También se le conoce como "aceite mineral", que, actualmente, es la principal fuente de energía, y la materia prima más importante 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.

(<http://www.fenercom.com>)

La composición elemental del petróleo normalmente está comprendida dentro de los siguientes intervalos:

Tabla1: Composición elemental del petróleo.

Elemento	%
Carbono	84 - 87
Hidrógeno	11 - 17
Azufre	0 - 2
Nitrógeno	0,2

1.2 Características fundamentales del petróleo.

Composición Química:

La composición química del petróleo depende de la presencia de ciertos componentes químicos, 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 al petróleo.

Clasificándose por su composición en:

Parafínico:

Su componente principal es la parafina. Son muy fluidos y de color claro. Proporcionan una mayor cantidad de nafta y lubricantes, según (HTTPS://ALOJAMIENTOS.UVA.ES/GUIA_DOCENTE/UPLOADS)

Nafténicos:

Plantea que sus componentes principales son los naftenos y los hidrocarburos aromáticos. Son petróleos muy viscosos y de coloración oscura. Generan gran cantidad de residuos tras el proceso de refinación.

Mixtos: Con presencia de ambos tipos de compuestos.

(Kraus, 1998.)

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)

➤ De acuerdo a su densidad:

A mayor gravedad API el petróleo será más liviano.

Los petróleos ligeros son los más requeridos en el mercado y al mismo tiempo los de mayor precio.

Tabla2: Clasificación según su densidad.

Aceite crudo	Densidad (g/cm ³)	Gravedad °API
Extrapesado	>1,0	10
Pesado	1,0 – 0,92	10,0 – 22,3
Mediano	0,92 – 0,87	22,3 – 31,1
Ligero	0,87 – 0,83	31,1 - 39
Superligero	<0,83	>39

1.2.1 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 31⁰API.
- Un sector donde están presente los petróleos medianos con densidades entre 22 y 31⁰API.
- Un sector hacia el oeste que caracteriza el petróleo pesado, con una densidad del petróleo menor de 22⁰API.

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)

- Las características promedio del crudo Pina-Cristales están expresadas en la siguiente tabla:

Tabla 3: Características físico- químicas del crudo Pina-Cristales.

Índice	Unidades de medidas	Pina-Cristales
Gravedad a 60 ⁰ C (API)	⁰ API	22,9
Densidad a 20 ⁰ C	g/cm ³	0,5838
% Azufre total	%m/m	2,11
Contenido de agua	(% v/v)	0,05
Carbón	%m/m	4,92
Cenizas	%m/m	0,012
Sedimentos por extracción	%m/m	0,018
Craqueo (⁰ C)	-	312

Crudo: Varadero (Matanzas)

Este 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.(CEINPET, 1999, WWW.ENERGÍA.GOB.MX/RES/85/REFINACIÓN_WEB.)

Tabla 4: Características físico -químicas del crudo Varadero.

Índice	U/M	Varadero
Gravedad 60 ⁰ C	⁰ API	9,3
Densidad a 20 ⁰ C	g/cm ³	1,0010
Contenido de agua	%v/v	1,5
Sales totales como NaCL	Ppm	502
Viscosidad cinemática, a:	Cst	9 634,78
40 ⁰ C		1527,26
60 ⁰ C		452,25
80 ⁰ C		
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
Temperatura de fluidez	-	21
Contenido de:		
Ni	ppm	72,0
Va	ppm	93,0
Asfaltenos	%	24,0

1.3. Preparación del petróleo crudo para su refinación.

La preparación del petróleo para su refinación consiste en eliminar, del crudo extraído de los yacimientos, gases disueltos, sales minerales, agua e impurezas mecánicas así como la estabilización del mismo.

La separación de los gases se efectúa en los aparatos 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.

Las emulsiones formadas durante el lavado, se separan del petróleo al someterlo a un proceso de deshidratación. 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 materia prima valiosa para la industria química. (Hutte, 1968, Mujlionov et al., 1979)

1.3.1 Métodos físicos de refinación del petróleo.

Para todos los procesos de transformación del petróleo son característicos los métodos comunes que pueden ser divididos en físicos y químicos. Los métodos físicos se basan en la diferencia de las propiedades físicas de los componentes del petróleo: la temperatura de ebullición y de cristalización, la solubilidad, etc. Tiene la mayor difusión la llamada destilación directa del petróleo y de sus productos basada en las diferencias de las temperaturas de ebullición de las distintas fracciones.

Al destilar el petróleo se obtienen las fracciones, o sea, los destilados cuyas temperaturas de selección y rendimiento difieren. A su vez, cada una de las fracciones puede ser sometida a una destilación fraccionada en intervalos más estrechos de temperaturas, obteniéndose diferentes clases de destilados. La destilación del petróleo se lleva a cabo a presión atmosférica. El residuo puede someterse al fraccionamiento en el vacío, para evitar la desintegración de los hidrocarburos a una alta temperatura. Los destilados residuales de atmosférica sirven de materia prima para la obtención de aceites lubricantes. **(Fahim et al., 2010, Mujlionov et al., 1979)**

El punto de inflamación depende de la composición por fracciones de los derivados del petróleo. Cuantos más bajos son los límites de destilación del petróleo, tanta más baja es la temperatura de inflamación. En término medio, la temperatura de inflamación de las gasolinas se encuentra dentro de los límites desde 30 hasta 40°C, la de los querosenos de 30 a 60°C, la de los combustibles para motores diesel de 30 a 90°C y la de los aceites del petróleo de 130 a 320°C. **(Arguimbau, 1950, Verde, 1961)**

1.4. Efectos del proceso de refinación del petróleo sobre el medio ambiente.

Durante la transformación del petróleo es posible la contaminación del aire atmosférico y de los depósitos de agua por desechos nocivos. En el proceso de transformación del petróleo, a la atmósfera pueden desprenderse sustancias nocivas, hidrocarburos, sulfuro de hidrógeno, óxidos de carbono y de nitrógeno, amoníaco.

Como fuentes principales de impurezas intervienen parques de depósitos de petróleo y de sus derivados, estacadas de carga y de descarga, conjuntos de abastecimiento con agua de recirculación, obras de depuración, tubos de llama para la quema abierta del gas, válvulas de seguridad, sistemas de ventilación por aspiración. También durante la carga y descarga del petróleo y de sus productos en las estacadas ferroviarias tiene lugar la expulsión a la atmósfera de los hidrocarburos que se desalojan de los vagones-cisterna o se evaporan.

La fuente más importante de expulsiones a la atmósfera de los óxidos de azufre, las representan las chimeneas de los hornos tecnológicos. Los óxidos de azufre se forman durante la combustión del mazut sulfuroso y del gas de hidrocarburos no liberado del sulfuro de hidrógeno.

Los desechos expulsados desde los regeneradores de las instalaciones de craqueo catalítico pueden contener óxidos de azufre y de carbono, así como polvo de catalizadores. Las refinerías de petróleo se incluyen como una empresa de alto consumo de agua y con expulsión considerable de aguas servidas hacia el depósito de agua. El petróleo y los productos obtenidos a partir de este, los reactivos químicos utilizados en los procesos de transformación y los residuos formados durante la transformación al caer las aguas servidas las convierten en tóxicas. Se ha establecido que la expulsión a los depósitos de agua de los desechos insuficientemente depurados de las refinerías de petróleo lleva a la alteración del régimen de oxígeno y al perecimiento de los representantes de la fauna fluvial, de las huevas de los peces y de los alevinos. También puede acaecer que el pescado sacado adquiera un sabor desagradable (de queroseno). El agua de tales depósitos contaminados no puede utilizarse ni para fines cotidianos ni para los industriales. (Erij et al., 1988a)

1.5. Principales usos del petróleo.

El petróleo es ciertamente una de las sustancias más valiosas de las que se puede disponer, no tiene aplicaciones en estado bruto, pero se transporta por diversos medios hasta las refinerías donde después de llevar todo un proceso para su refinación se obtienen los siguientes derivados:

- ✓ Gases: Utilizados para combustible doméstico y de locomoción.
- ✓ Gasolinas: Utilizadas como combustible para motores industriales y automóviles.
- ✓ Queroseno: Utilizado como combustible de aviación.
- ✓ Gas-oil: Utilizado como combustible en motores diesel.
- ✓ Aceites lubricantes: Utilizados en la industria química como engrasado de máquinas o explosivos.
- ✓ Asfaltos: Utilizados en la pavimentación de carreteras.
- ✓ Parafinas y carbón de coque: Utilizados en altos hornos.
- ✓ Vaselina: Utilizada para pomadas y ungüentos.
- ✓ Otros subproductos son alcoholes, digerinas, bencenos, utilizados en la fabricación de fibras textiles, plásticos, lacas, colorantes y disolventes.

(<http://pedroreina.net>, 1998)

1.6. Balances de masa, energía y exergía.

1.6.1. Balances de masa.

Debido a la ley de conservación de la masa, la cantidad de masa que entra a un área de balance debe ser igual a la que sale. El balance de masa puede abarcar a todos los flujos de materiales que atraviesan el área de balance o puede abarcar solo algunos componentes, por tanto, los balances pueden ser totales o parciales:

- ✓ Balance de masa global o total: se realiza en todo el sistema, considerando las masas totales de cada una de las corrientes de materiales.
- ✓ Balance parcial: se realiza en los subsistemas, considerando un determinado componente en cada una de las corrientes. **(Calleja Pardo et al., 1995)**

Las siguientes ecuaciones explican los criterios antes mencionados:

Acumulación = Entrada – Salida + Generación – Consumo

En estado estacionario Acumulación es cero.

Por tanto:

$0 = \text{Entrada} - \text{salida} + \text{Generación} - \text{Consumo}$

Cuando no hay presencia de reacción química el término Generación y consumo se hace cero, por tanto se plantea que:

Entrada = Salida

1.6.2. Balances energéticos o de entalpía.

El balance de energía contempla la sumatoria de todas las energías o flujos de energías en un área de balance. Debido a la ley de conservación de la energía, las cantidades de energías que entran y salen del área de balance son iguales. **(Escobar et al., 2002)**

Los balances de entalpía permiten calcular los consumos de energía térmica en cada uno de los equipos de la refinería, tales como: las torres destiladoras (atmosférica y vacío), la red de intercambio de calor, los hornos, el consumo de combustible de la fábrica y otros, permitiendo junto con el balance de masas el diseño de los equipos e instalaciones térmicas. **(Pavlov)**

Los balances de entalpías permiten detectar sólo aquellas pérdidas que surgen en las instalaciones por la entrega de calor al medio ambiente y no entregan información sobre el lugar en que puede ser mejorada la economía energética. **(Díaz, 2015b)**

$$H = \sum_{i=1} H_i = 0$$

$$H_i = F_i h_i, \text{ Kw.}$$

Siendo:

H_i - Corrientes de energías que entran y salen del sistema, Kw.

F_i - Flujo másico, Kg/s

h_i - Entalpía específica, KJ/Kg

1.6.3. Balances Exergéticos.

Según **(Flórez-Orrego and S. O., 2013)** las exergías son aquellas formas de energía que en procesos reversibles se pueden convertir de una en otra; y que en procesos reversibles o irreversibles se transforman en formas de energía de conversión restringida como la energía interna, la entalpía y el calor.

Energía= Exergía + Anergía

Exergía es la energía que se puede transformar totalmente en cualquier forma de energía, interactuando con un medio determinado.

Anergía es la energía que no se puede transformar en exergía.**(Calvo, 1981)**

Definición operativa:

La exergía de una forma de energía es el máximo trabajo útil que se produce de esa energía bajo la intervención de un medio determinado.

Por criterio de **(Moran and Shapiro, 1999)**, la exergía es la cantidad de trabajo que puede ser extraído por un consumidor de energía externo durante una interacción reversible entre el sistema y sus alrededores hasta que un completo equilibrio es alcanzado. La exergía depende de los estados relativos de un sistema y sus alrededores, al ser definidos por cualquier conjunto relevantes de parámetros. Bajo completo equilibrio, la exergía es cero.

Por lo que se puede resumir según los dos criterios anteriormente planteados que la exergía es una propiedad termodinámica que 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, permitiendo la información de la utilidad potencial del sistema como fuente de trabajo.

En el caso del balance exergético la energía a la salida es igual a la de entrada más el crecimiento en el sistema y más las pérdidas exergéticas (distribución de la exergía) ocurrida en el mismo.**(Lozano MA and A., 1993)**

La exergía tiene dos componentes, la llamada exergía física y la exergía química.

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

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

Donde: ΔH y ΔS son las variaciones de entalpía y de entropía respectivamente y T_o es la temperatura en el estado de referencia.

La exergía química puede definirse 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.

(Kotas, 1995)

La exergía química se calcula a través de la siguiente ecuación:

$$E_{ch} = \sum x_i E_{chi} + R T_o \sum x_i \ln Y_i$$

donde:

E_{ch} : la exergía química estándar

X_i : Fracciones mol

Y_i : Coeficiente de actividad

T_o : Temperatura en el estado de referencia. **(Kotas, 1995)**

1.7 Integración energética de procesos.

El análisis pinch (en inglés Pinch Analysis, o literalmente, análisis de "pellizco"), también llamado método pinch de diseño de procesos o tecnología pinch, es una metodología para optimizar la recuperación energética en un proceso químico industrial, minimizando la inversión de capital.

Este análisis cuantifica los servicios que existen en una planta industrial (vapor, agua y en general los servicios de calentamiento y enfriamiento) y los analiza frente a las necesidades de intercambio de calor de la planta.

A través de un diseño correcto de la red de intercambiadores de calor, el análisis pinch indica de qué modo se pueden aprovechar aquellas corrientes calientes y frías de una planta, para intercambiar calor entre ellas, minimizando así el uso de servicios de calentamiento o enfriamiento.

El procedimiento incluye diferentes pasos. Inicialmente se determina la temperatura Pinch y el requerimiento mínimo de enfriamiento y calentamiento estableciendo las curvas compuestas o la tabla de problemas. El diseño de la red de intercambiadores de calor permite situar los intercambiadores dentro del proceso.

La metodología Pinch tiene las siguientes ventajas:

Es una metodología sistemática para el diseño integrado de plantas de proceso

- Identifica el mínimo consumo de energía necesario
- Permite considerar diferentes opciones de diseño
- Considera al mismo tiempo el costo de energía y de capital
- Se puede aplicar en plantas de proceso nuevas o ya existentes.

(Kemp, 2006, Alejandro Arriola Medellín and Edgardo Gutiérrez González. , 1996)

1.7.1 Conceptos básicos de la Tecnología Pinch.

La mayoría de los procesos industriales implican la transferencia de calor a partir de una corriente de proceso a otra corriente de proceso o de una corriente para uso general a una corriente de proceso.

En el actual panorama de la crisis de la energía, el objetivo principal en cualquier diseño del proceso industrial es maximizar la recuperación del 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)**

1.7.2 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. *(Díaz, 2015b)*

1.7.3 Curva de Composición.

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
- $\Delta T_{\min}$ 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.

A continuación, se resume el significado de estos conceptos. **(Espinosa Pedraja, 2001)**

1.7.4 Diferencia de temperatura mínima. $\Delta T_{\min}$.

El valor de $\Delta T_{\min}$ determina cuán cerca pueden colocarse las curvas compuestas caliente y fría sin violación de la segunda ley de la termodinámica.

1.7.5 Gran Curva Compuesta.

Selección de los niveles apropiados de uso de utilidades, tratando de maximizar las utilidades más baratas para satisfacer las necesidades energéticas.

1.7.6 Costo de la energía y de la inversión.

Determinan el costo anual total de las corrientes auxiliares y de la inversión correspondiente a la red de intercambiadores de calor.

1.7.7 Costo Total.

Usado para determinar el nivel óptimo de recuperación del calor o el valor óptimo de $\Delta T_{\min}$, balanceando los costos de energía y de inversión. Usando 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. Una de las ventajas de la Tecnología Pinch es la velocidad con la que permite realizar la evaluación económica.

1.8 Pasos del análisis de integración energética, Pinch.

Como se ha explicado, uno de los objetivos fundamentales de los estudios de integración energética es la obtención del requerimiento mínimo de utilidades de los procesos a

través del aprovechamiento de los potenciales térmicos de sus corrientes. Para aplicar esta herramienta en un proceso existente se deben 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/sec) 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 diseño de cualquier equipo de intercambio térmico debe cumplir siempre la segunda ley de la termodinámica que prohíbe cualquier cruce de temperatura entre las corrientes calientes y frías, es decir, se debe permitir siempre una fuerza directora 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 ($\Delta T_{\text{mín}}$). Este valor de $\Delta T_{\text{mín}}$ representa el “cuello de botella” en la recuperación del calor.

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. Por

ejemplo, para intercambiadores de tubos y coraza el $\Delta T_{\min}$ puede ser 3-5°C (en el mejor de los casos), mientras que para intercambiadores a placa se permite un $\Delta T_{\min}$ de 2-3 °C.

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

Los diagramas Temperatura–Entalpía (T-H) conocidos como “Curvas compuestas” 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.

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.

4.1 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:

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

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. Figura 2.

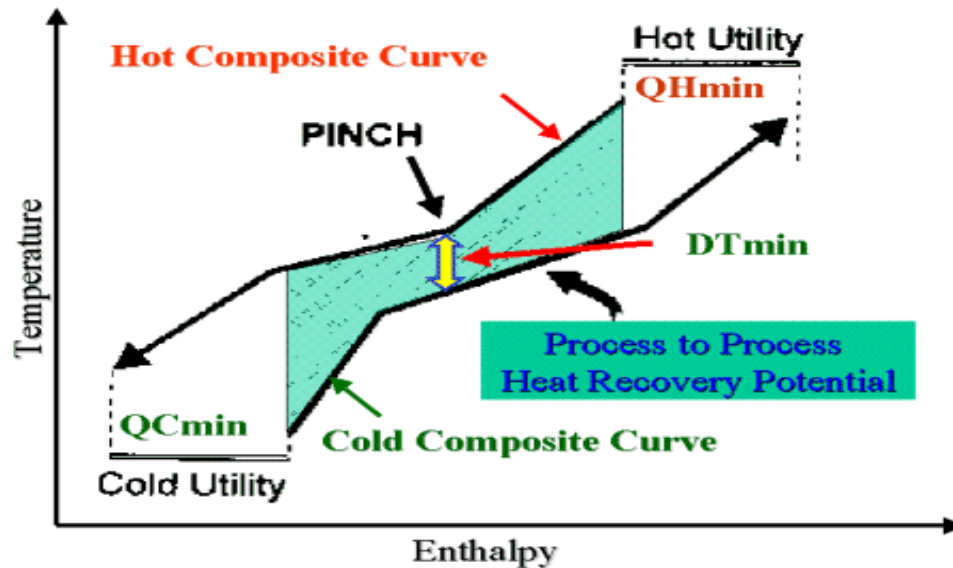


Figura 2: Representación de las curvas compuestas.

5.2 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:

- 5.2.1 Se construyen las curvas compuestas equilibradas; es decir, aquellas que incluyen las corrientes de servicios.
- 5.2.2 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:

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

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; 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 $\Delta T_{mín}$, se colocan en un gráfico para diferentes valores de $\Delta T_{mín}$: el costo total anual (la suma del costo total de energía anual y del costo de inversión anual), Figura 3.

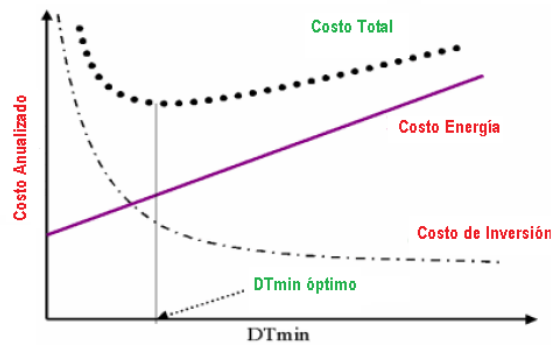


Figura 3. Estimación ΔT_{min} óptimo

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

El valor de ΔT_{min} no resulta siempre el valor más apropiado para el diseño porque un valor muy pequeño de ΔT_{min} puede complicar el diseño de la red con un área total muy grande por lo que el diseñador, en la práctica selecciona un valor más alto y calcula el incremento en el costo tanto de la energía como de la inversión, si este aumento de costo es pequeño selecciona el valor más alto de ΔT_{min} como el práctico para el diseño de la red.

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 un mayor consumo de la energía mínima teóricamente posible.

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 se conoce como diagrama de rejilla. **(Díaz, 2015a, Espinosa Pedraja, 2001.)**

1.9 Caso de estudio de la integración energética en el proceso de refinación del petróleo.

En los últimos años los procesos energéticos han aumentado considerablemente por lo que se han convertido en tema de estudio ya que es de suma importancia el ahorro de energía, con el fin de rediseñar equipos, redes de intercambiadores de calor y procesos completos en general con bases, criterios de optimización energética y aprovechar los calores de desechos y la eliminación de pérdidas innecesarias, trayendo consigo el ahorro de energía a mediano y a largo plazo.

El estudio de una destilería de petróleo puede ser una tarea compleja por la cantidad de corrientes frías y calientes que pueden intercambiar energía térmica, además de la operación que se realiza en las torres de destilación. La aplicación de métodos de análisis de proceso de punta ha posibilitado realizar estudios profundos, no solo desde el punto de vista energético sino también para poder integrar los mismos a procesos de potencia.

El análisis de diversas bibliografías como **(Espinosa Pedraja, 2001, Kemp, 2006)** que abordan el tema de La Tecnología Pinch con respecto a la Integración Energética de los procesos de destilación se puede evidenciar que la misma se trazan los siguientes objetivos con el fin de lograr procesos eficientes:

- ✓ Obtener la máxima eficiencia termodinámica en los calores intercambiados entre las corrientes frías y calientes del proceso.
- ✓ Obtener el mínimo consumo energético, a partir del intercambio térmico entre las corrientes de proceso y las corrientes utilitarias de calentamiento y enfriamiento.

- ✓ Obtener una HEN que sea la más económica posible, con un número mínimo de unidades de intercambio de calor.

El consumo energético en una refinería de petróleo es sumamente elevado ya que se necesita un gran volumen de vapor recalentado y vaporizar el crudo de petróleo. El aumento del 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 en las operaciones de refinación.

1.9.1 Caso Estudio I "La Tecnología Pinch en el marco de la Industria química".

La destilería en estudio posee dos crudos como materia prima donde el crudo proveniente de Matanzas es más pesado que el extraído en Pina porque posee mayor contenido de azufre. En este trabajo, se realizará el estudio con el crudo extraído en Varadero donde el producto final más importante de esta materia prima es el Asfalto obtenido en la sección de destilación al vacío. En este proceso vapor saturado a 179°C, es generado por dos calderas de capacidad de 6,5 t/h y 10 t/h.

El proceso de destilación del petróleo consta de una columna de destilación atmosférica y una de vacío, ocho intercambiadores de calor, siete enfriadores y cuatro condensadores. El crudo que entra a la torre de destilación atmosférica es calentado al pasar por la red de intercambiadores de calor con los destilados de salida de la torre, los condensadores y enfriadores utilizan agua como medio de enfriamiento. Por último, los destilados finales después de pasar por la red de intercambio son almacenados en tanques de almacenamiento, después de obtener la calidad requerida.

En la literatura se reportan trabajos, (**Espinosa Pedraja, 2001, Kemp, 2006**), en los que se ha aplicado la tecnología pinch en procesos de refinación de petróleo, en los mismos se han detectado sobreconsumos de utilidades externas que significan en mayores costos para el proceso.

En los trabajos referidos, se parte de la metodología de análisis pinch, en los mismos como primer se aplicaron los balances de materiales y energía para conocer los flujos de las corrientes calientes y frías que son usadas en el proceso. Para la integración energética se identificaron las corrientes frías y calientes y se estimaron otros parámetros en los pasos que incluye el análisis pinch. Se hace necesario resaltar que en todos los trabajos los resultados muestran los beneficios de la integración energética en la identificación de oportunidades para el ahorro de la energía y las potencialidades para su aplicación en las refinerías de petróleo.

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

2.1. Principales usos del petróleo refinado en la Refinería "Sergio Soto Valdés".

Hoy la refinería tiene una producción de crudo aproximadamente de 500 t/d. Está integrada a la economía nacional a través de la Unión CUPET quien es la comercializadora de los productos obtenidos de la producción de la fábrica:

- Nafta, se vende a las FAR para el lavado de piezas.
- Diesel y gasolina, para abastecer los Servi-Centros 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.

(Arguimbao, 1950)

- Aceite I-12, como componente para la fabricación de otros aceites.
- Aceite Sigatoka, se utiliza en la agricultura, contra plagas.

Mezclas Diesel-Fuel, se vende a otras empresas para el consumo de calderas que llevan este combustible. (Valdés and)

Además de estas producciones se obtienen productos para el uso interno de la fábrica como por ejemplo:

- 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.

Estas producciones dependen del crudo que se procese, 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 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 – 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 atmosférica, pero por otra parte en vacío por el tope diesel fuera de especificaciones,

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

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. (Erij et al., 1988b)

En este trabajo el estudio se realizará tomando como base que se procesa crudo Matanzas.

2.2. Descripción del proceso de refinación de crudo.

El proceso de refinación de crudo 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 °C 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 destilación atmosférica T-101 que cuenta con 21 platos de copas y un plato de malla, donde se obtienen diferentes productos como 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 despojadora T-102 que posee tres platos de copas donde se despoja de los productos más ligeros ajustando el punto de

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

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 autómatas (LIC-01) accionando la neumática existente en las bombas P-201 (A o B) y es bombeado a través de los intercambiadores E-203 H y E-203 F, siempre que no se utilice para plato 5, donde le

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

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, diesel 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 maya 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 del proceso de refinación de petróleo 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 (TIC-04).

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 reflujar productos al plato inferior al 24 y la otra posibilidad es reflujar el producto del plato 24 al fondo de la torre a través de la línea de reflujo frío. Los vapores no condensados, el aire y el vapor de agua suministrado durante el proceso, pasan a los condensadores de tope E-201 A, donde se condensan parcialmente. El líquido formado pasa al tambor D-201 donde se separan los hidrocarburos del agua, el agua va al drenaje y los hidrocarburos son tomados por la bomba P-205 B o C y enviados a la línea del exceso de reflujo, al 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 emitirlo a la atmósfera son tratados con hidróxido de sodio. Los gases que están presentes en el D-201 salen a la atmósfera a través de la conexión que comunica el tambor con la salida del silenciador.

(Valdés)

El proceso de producción se puede observar, de forma simplificada, en el diagrama de bloque **(ver el Anexo 1)**

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

2.3. Balances de masa y energía en la unidad de destilación atmosférica y de vacío.

2.3.1. Balances de masa en la torre de destilación atmosférica T-101.

En este equipo ocurre la separación del crudo en sus diferentes fracciones a partir de sus temperaturas de ebullición y con la ayuda del vapor añadido por la parte inferior de la columna. Para la realización de estos cálculos se tomaron como referencia otras tesis realizadas en el centro (**Meneses, 2015**), la curva TBP más reciente del crudo Matanzas y la simulación y caracterización del crudo Matanzas, usando el software profesional HYSYS (**INC, 2004**)

tal como se muestra en la siguiente gráfica:

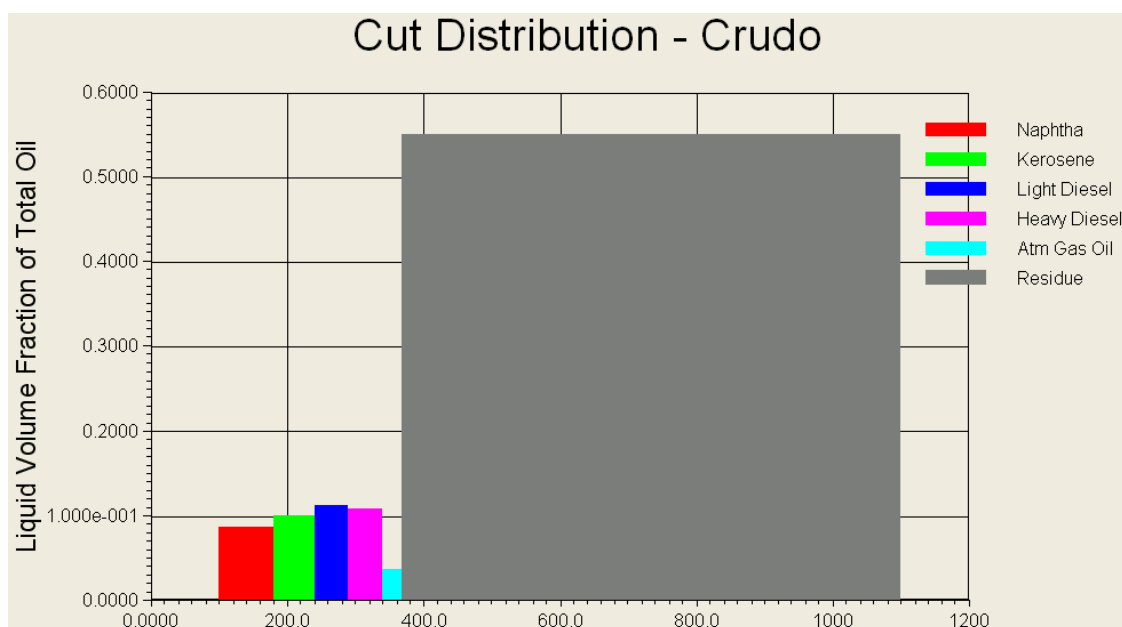


Figura 4: Representación gráfica de los destilados.

Como se puede observar, el mayor componente del crudo es el residuo o Fuel Oil, lo que corrobora que se está trabajando con un crudo pesado. (**Meneses, 2015**)

A continuación se muestra un diagrama simplificado de la torre de destilación atmosférica y de las corrientes de entrada y salida, para la realización de los balances de masa y energía.

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

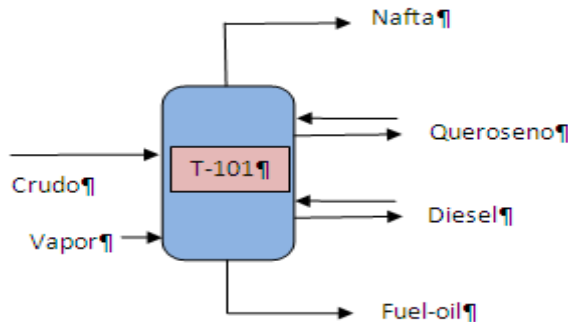


Figura 5: Diagrama simplificado de la torre de destilación atmosférica

Nota:

Todos los cálculos se realizaron utilizando como base 1 hora.

Tabla 5: Balances de masa en la torre de destilación atmosférica T-101.

DATOS (base másica)	ECUACIONES	RESULTADOS
$m_c = 20\,833,33\text{kg}$ <u>Por cientos de salida de los destilados:</u> Nafta = 4% Queroseno = 15% Diesel = 18% Fuel oil = 62,75% Pérdidas = 0,25% <u>Por ciento de recirculación a la torre:</u> Nafta = 1,50% Queroseno = 0,95% Diesel = 3,50%	$M_{\text{nafta}} = \frac{m_c \cdot \%n}{100}$ $M_{\text{quero}} = \frac{m_c \cdot \%q}{100}$ $M_{\text{diesel}} = \frac{m_c \cdot \%d}{100}$ $M_{\text{fuel}} = \frac{m_c \cdot \%f}{100}$ $M_{\text{pérd}} = \frac{m_c \cdot \%p}{100}$ $R_n = \frac{M_n \cdot \%R_n}{100}$ $R_q = \frac{M_q \cdot \%R_q}{100}$ $R_d = \frac{M_d \cdot \%R_d}{100}$	$M_n = 833,33 \text{ kg}$ $M_q = 3\,125 \text{ kg}$ $M_d = 3\,750 \text{ kg}$ $M_f = 13\,072,91 \text{ kg}$ $M_p = 52,08 \text{ kg}$ $R_n = 12,5 \text{ kg}$ $R_q = 26,69 \text{ kg}$ $R_d = 131,25 \text{ kg}$

Leyenda:

m_c : masa de crudo.

M_n : masa de nafta.

M_q : masa de quero.

M_d : masa de diesel.

R_n : relj o de nafta.

R_q : relj o de quero.

R_d : relj o de diesel

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

M_f : masa de fuel oil.

M_p : cantidad de pérdidas.

2.3.2 Balances de energía en la torre de destilación atmosférica T-101.

Tabla 6: Datos para el balance de energía en la torre de destilación atmosférica T-101.

Nombre	Flujo(kg/h)	T(°C)	°API	H(kJ/kg)
Crudo(C) Fase vap	20 833,3	280	15,1	665,3
Crudo(C) Fase liq	20 833,3	280	15,1	220,23
Vapor(V)	1 041,6	170		115,6
Nafta(N)	833,3	100	60	97,81
Quero(Q)	3 125	158	38	141,48
Diesel(D)	3 750	230	32	183,21
Fuel oil(F)	13 072,9	250	13.2	196,84
Gases(G)	125	96		114,53
Reflujo de Nafta(r)	12,55	100	32	Ent=82,41 Sal=97,81

Las entalpías se buscaron en el **(Kern, 1969)** a partir de los °API y las temperaturas de los destilados.

Tabla 7: Resultados del balance de energía.

Ecuaciones	Resultados:
$Q_e = Q_s$ $Q = m\lambda$ $Q = m(HV - HL)$ $QC = MC*(HCl*x + HCV*y)$ $QV = MV*HV$ $QN = MN*HN$ $QF = MF*HF$ $QQ = MQ*HQ$ $QD = MD*HD$ $Qr = Mr*(H_{salida\ reflujo} - H_{entrada\ reflujo})$ $Y=0.79 \quad X=0.21$	$QC = 11\ 913\ 235,4\ \text{kcal}$ $QV = 120\ 416,6\ \text{kcal}$ $QN = 81\ 508,3\ \text{kcal}$ $QF = 2\ 573\ 272,9\ \text{kcal}$ $QQ = 442\ 125\ \text{kcal}$ $QD = 687\ 037,5\ \text{kcal}$ $Qr = 192,5\ \text{kcal}$

Leyenda:

Q: calor

Qs: calor de salida

QN: calor de la nafta.

QV: calor del vapor.

QD: calor del diesel.

Qe: calor de entrada

QC: calor del crudo.

QF: calor del fuel oil

QQ: calor de quero.

Qr: calor de reflujo a la torre.

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

Y: composición del crudo en su fase vapor.

X: composición del crudo en su fase líquida.

2.3.3 Balances de masa en los despojadores de destilación atmosférica.

A continuación se muestra un diagrama simplificado de la torre despojadora T- 102 y de las corrientes de entrada y salida, para la realización de los balances de masa y energía.

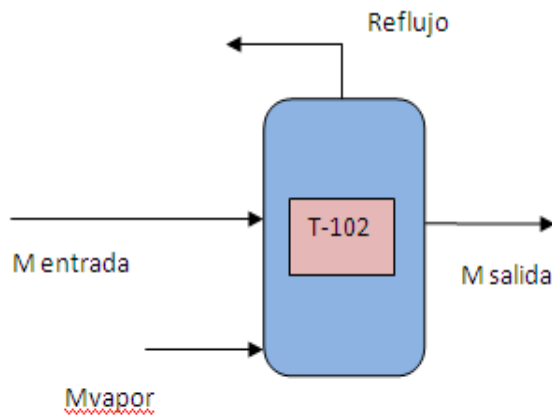


Figura 6: Diagrama simplificado de la torre despojadora T- 102.

Tabla 8: Balances de masa en los despojadores de destilación atmosférica.

EQUIPOS	DATOS	ECUACIONES	RESULTADOS
T-102	$M_{q_{ent}} = 3125 \text{ kg}$ $R_q = 29,69 \text{ kg}$	$M_{q_{ent}} + vap = R_q + M_{q_{sal}}$ $M_{q_{sal}} = M_{q_{ent}} + vap - R_q$ $Vap = 0,05(\text{kg vapor/kg q}) * Q_{entr}(\text{kg q/h})$	$M_{q_{sal}} = 4\,197,24 \text{ kg}$ $M_{q_{sal}} = 2\,656,25 \text{ kg}$ $Vap = 156,25 \text{ kg}$
T-103	$M_{d_{ent}} = 3750 \text{ kg}$ $R_d = 131,25 \text{ kg}$	$M_{d_{ent}} + vap = R_d + M_{d_{sal}}$ $M_{d_{sal}} = M_{d_{ent}} + vap - R_d$ $Vapor = 0,05(\text{kg vapor/kg d}) * Q_{entr}(\text{kg d/h})$	$M_{d_{sal}} = 8\,978,52 \text{ kg}$ $M_{d_{sal}} = 3\,806,25 \text{ kg}$ $Vap = 187,5 \text{ kg}$

Leyenda:

M: masa

Vap: vapor

d: diesel

R: reflujo a la torre

q: quero

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

Esta red de intercambio (E-203) está formada por 8 intercambiadores de calor (A, B, C, D, E, F1, F2, G y H), es la encargada de calentar el crudo con la ayuda de los diferentes

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

destilados productos de las torres de destilación atmosférica y de vacío antes de entrar al horno F-101 y se encuentra ubicada en la sección de destilación atmosférica (**Ver Anexo 2**).

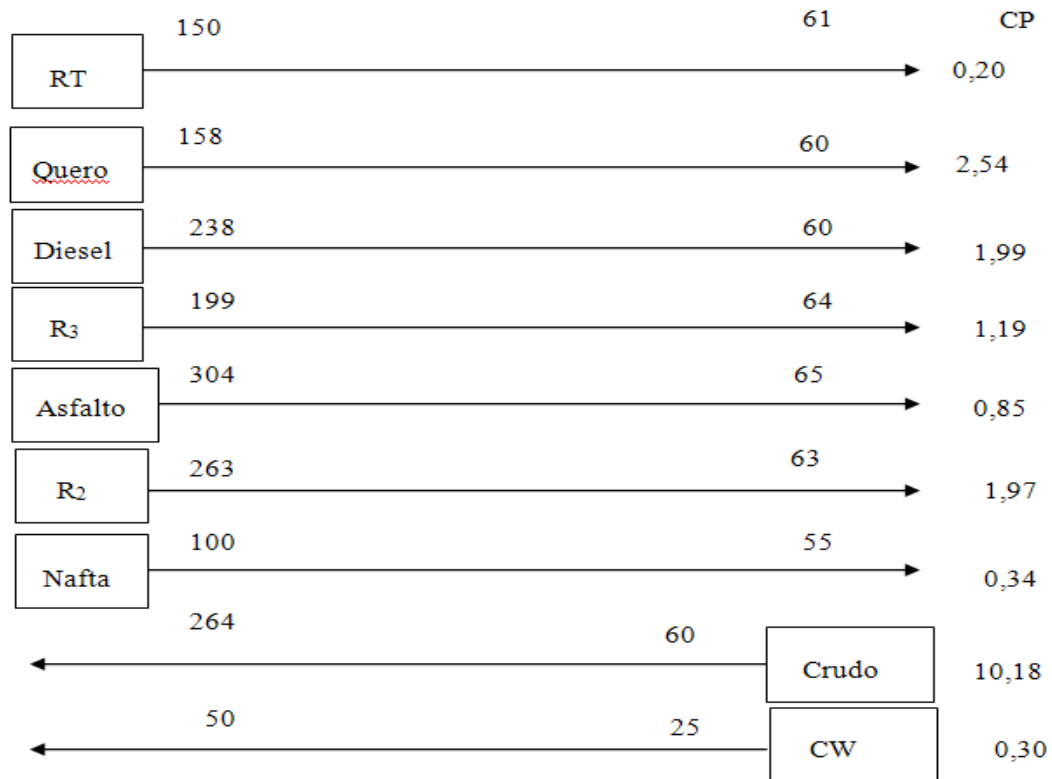


Figura 7: Esquema de la red de intercambiadores de calor.

Para los balances energéticos en la red de intercambio de calor fue necesario determinar el calor específico (cp) de cada componente para ello se utilizó el (**Kern, 1969**) donde se hacía coincidir los grados API con las temperaturas de cada una de las sustancias que intercambiaban calor en la red.

Tabla 9: Balances de energía en la red de intercambiadores de calor.

EQUIPOS	DATOS	ECUACIONES	RESULTADOS
E-203 A	<u>Crudo:</u> $m_c = 20\,833,33\text{ kg}$ $Cp_c = 1759,8\text{ J/kg }^{\circ}\text{C}$ $t_1 = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$ <u>Reflujo al tope (RT):</u> $M_{RT} = 235,31\text{ kg}$ $Cp_{RT} = 3\,060\text{ J/kg }^{\circ}\text{C}$ $T_1 = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{RT} \cdot Cp_{RT} \cdot \Delta T = m_c \cdot Cp_c \cdot \Delta t$ $t_2 = \frac{M_{RT} \cdot Cp_{RT} \cdot \Delta T}{m_c \cdot Cp_c} + t_1$	$t_2 = 61,18\text{ }^{\circ}\text{C}$

*Capítulo 2. Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la
refinería "Sergio Soto Valdés".*

	$T_2 = 90^{\circ}\text{C}$		
E-203 B	<u>Crudo:</u> $Cp_c = 1\,759,8 \text{ J/kg } ^{\circ}\text{C}$ $t_1 = 61,18^{\circ}\text{C}$ <u>Queroseno:</u> $M_q = 3251,56 \text{ kg}$ $Cp_q = 2\,807,3 \text{ J/kg } ^{\circ}\text{C}$ $T_1 = 158,25^{\circ}\text{C}$ $T_2 = 70^{\circ}\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_q \cdot Cp_q \cdot T = m_c \cdot Cp_c \cdot t$ $t_2 = \frac{M_q \cdot Cp_q \cdot T}{m_c \cdot Cp_c} + t_1$	$t_2 = 83,15^{\circ}\text{C}$
E-203 C	<u>Crudo:</u> $Cp_c = 1\,885,5 \text{ J/kg } ^{\circ}\text{C}$ $t_1 = 83,15^{\circ}\text{C}$ <u>Diesel:</u> $M_d = 3\,806,25 \text{ kg}$ $Cp_d = 2\,995,85 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$ $T_1 = 238^{\circ}\text{C}$ $T_2 = 78^{\circ}\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_q \cdot Cp_q \cdot T = m_c \cdot Cp_c \cdot t$ $t_2 = \frac{M_q \cdot Cp_q \cdot T}{m_c \cdot Cp_c} + t_1$	$t_2 = 101,54^{\circ}\text{C}$
E-203 D	<u>Crudo:</u> $Cp_c = 2\,006,4 \text{ J/kg } ^{\circ}\text{C}$ $t_1 = 92,35^{\circ}\text{C}$ <u>R3:</u> $M_{R3} = 1\,674,17 \text{ kg}$ $Cp_{R3} = 2\,549,8 \text{ J/kg } ^{\circ}\text{C}$ $T_1 = 199^{\circ}\text{C}$ $T_2 = 90^{\circ}\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{R3} \cdot Cp_{R3} \cdot T = m_c \cdot Cp_c \cdot t$ $t_2 = \frac{M_{R3} \cdot Cp_{R3} \cdot T}{m_c \cdot Cp_c} + t_1$	$t_2 = 112,67^{\circ}\text{C}$
E-203 E	<u>Crudo:</u> $Cp_c = 2\,220,7 \text{ J/kg } ^{\circ}\text{C}$ $t_1 = 103,48^{\circ}\text{C}$ <u>Diesel:</u> $M_d = 3\,806,25 \text{ kg}$ $Cp_d = 2\,995,85 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$ $T_1 = 238^{\circ}\text{C}$ $T_2 = 78^{\circ}\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_d \cdot Cp_d \cdot T = m_c \cdot Cp_c \cdot t$ $t_2 = \frac{M_d \cdot Cp_d \cdot T}{m_c \cdot Cp_c} + t_1$	$t_2 = 152,11^{\circ}\text{C}$
E-203 F	<u>Crudo:</u> $Cp_c = 2\,199,75 \text{ J/kg } ^{\circ}\text{C}$ $t_1 = 122,91^{\circ}\text{C}$ <u>Asfalto:</u> $M_{asf} = 1\,493,58 \text{ kg}$ $Cp_{asf} = 2\,058,70 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$ $T_1 = 304^{\circ}\text{C}$ $T_2 = 175^{\circ}\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{asf} \cdot Cp_{asf} \cdot T = m_c \cdot Cp_c \cdot t$ $t_2 = \frac{M_{asf} \cdot Cp_{asf} \cdot T}{m_c \cdot Cp_c} + t_1$	$t_2 = 160,77^{\circ}\text{C}$

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

E-203 G	<u>Crudo:</u> $Cp_c = 2185,75 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 132,57^\circ\text{C}$ <u>R2:</u> $M_{R2} = 2\,294,30 \text{ kg}$ $Cp_{R2} = 3\,093,2 \frac{\text{J}}{\text{kg } ^\circ\text{C}}$ $T_1 = 263,88^\circ\text{C}$ $T_2 = 85^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{R2} \cdot Cp_{R2} \cdot \Delta T = m_c \cdot Cp_c \cdot \Delta T$ $t_2 = \frac{M_{R2} \cdot Cp_{R2} \cdot \Delta T}{m_c \cdot Cp_c} + t_1$	$t_2 = 188,64^\circ\text{C}$
E-203 H	<u>Crudo:</u> $Cp_c = 2\,150,75 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 160,45^\circ\text{C}$ $t_2 = 190^\circ\text{C}$ <u>Asfalto:</u> $M_{asf} = 1\,493,58 \text{ kg}$ $Cp_{asf} = 3\,058,70 \frac{\text{J}}{\text{kg } ^\circ\text{C}}$ $T_1 = 175^\circ\text{C}$ $T_2 = 95^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{asf} \cdot Cp_{asf} \cdot \Delta T = m_c \cdot Cp_c \cdot \Delta T$ $m_c = \frac{M_{asf} \cdot Cp_{asf} \cdot \Delta T}{Cp_c \cdot \Delta T}$	$t_2 = 194,13^\circ\text{C}$

Leyenda:

M: masa

Cp: capacidad calorífica

t_1 : temperatura de entrada del fluido frío.

t_2 : temperatura de salida del fluido frío.

T_1 : temperatura de entrada del fluido caliente.

T_2 : temperatura de salida del fluido caliente.

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

Los vapores de nafta y de otros compuestos ligeros que salen por el tope de la torre de destilación atmosférica pasan a los condensadores (E-103 A y B o C y D), donde solo se utilizan dos de los instalados, el otro par se emplea en caso de rotura de los anteriores, en estos ocurre la condensación parcial de los compuestos a partir de utilizar agua a temperatura ambiente.

Tabla 10: Balances de masa y energía en los condensadores de nafta.

DATOS	ECUACIONES	RESULTADOS
<u>Agua:</u> $Cp_c = 4\,190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25^\circ\text{C}$ $t_2 = 50^\circ\text{C}$ <u>Vapores de nafta:</u>	$Q_c = Q_g$ $M_n \cdot Cp_n \cdot \Delta T = m_a \cdot Cp_a \cdot \Delta T$ $m_a = \frac{M_n \cdot Cp_n \cdot \Delta T}{Cp_a \cdot \Delta T}$	$m_a = 289,3 \text{ kg}$

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

$M_n = 833,3 \text{ kg}$ $Cp_n = 2\,011,2 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 100 ^\circ\text{C}$ $T_2 = 85 ^\circ\text{C}$		
<u>Agua:</u> $Cp_c = 4\,190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 ^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 ^\circ\text{C}$ <u>Vapores de nafta:</u> $M_n = 833,3 \text{ kg}$ $Cp_n = 2\,424,4 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 85 ^\circ\text{C}$ $T_2 = 70 ^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_n \cdot Cp_n \cdot \Delta T = m_a \cdot Cp_a \cdot \Delta t$ $m_a = \frac{M_n \cdot Cp_n \cdot \Delta T}{Cp_a \cdot \Delta t}$	$m_a = 289,3 \text{ kg}$

Leyenda:

m_a : masa de agua

2.3.6 Balances de energía en los enfriadores de destilación atmosférica.

Los destilados que salen de la red de intercambio disminuyen su temperatura pero no lo suficiente para ser almacenados, por lo que seguido de esta etapa pasan a los enfriadores (E-105 A, B y C) para continuar con ese proceso donde se emplea agua como medio de enfriamiento.

Tabla 11: Balances de energía en los enfriadores de destilación atmosférica.

EQUIPOS	DATOS	ECUACIONES	RESULTADOS
E-105 A	<u>Agua:</u> $Cp_a = 4\,190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 ^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 ^\circ\text{C}$ <u>Nafta:</u> $M_n = 820,83 \text{ kg}$ $Cp_n = 2\,220 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 70 ^\circ\text{C}$ $T_2 = 55 ^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{R3} \cdot Cp_{R3} \cdot \Delta T = m_a \cdot Cp_a \cdot \Delta t$ $m_a = \frac{M_{R3} \cdot Cp_{R3} \cdot \Delta T}{Cp_a \cdot \Delta t}$	$m_a = 260,94 \text{ kg}$
E-105 B	<u>Agua:</u> $Cp_a = 4\,190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 ^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 ^\circ\text{C}$ <u>Queroseno:</u> $M_q = 3\,251,56 \text{ kg}$ $Cp_q = 2\,194,5 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 70 ^\circ\text{C}$ $T_2 = 60 ^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_q \cdot Cp_q \cdot \Delta T = m_a \cdot Cp_a \cdot \Delta t$ $m_a = \frac{M_q \cdot Cp_q \cdot \Delta T}{Cp_a \cdot \Delta t}$	$m_a = 681,2 \text{ kg}$

*Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la
refinería "Sergio Soto Valdés".*

E-105 C	<u>Agua:</u> $Cp_a = 4\,190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25\, ^\circ\text{C}$ $t_2 = 50\, ^\circ\text{C}$ <u>Diesel:</u> $M_d = 1\,875 \text{ kg}$ $Cp_d = 2\,591,6 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 78\, ^\circ\text{C}$ $T_2 = 60\, ^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_d \cdot Cp_d \cdot \Delta T = m_a \cdot Cp_a \cdot \Delta T$ $m_a = \frac{M_d \cdot Cp_d \cdot \Delta T}{Cp_a \cdot \Delta T}$	$m_a = 835 \text{ kg}$
---------	---	---	------------------------

2.3.7. Balance de masa en la torre de destilación al vacío T- 201.

A continuación se muestra un diagrama simplificado de la torre de destilación al vacío y de las corrientes de entrada y salida, para la realización de los balances de masa y energía.

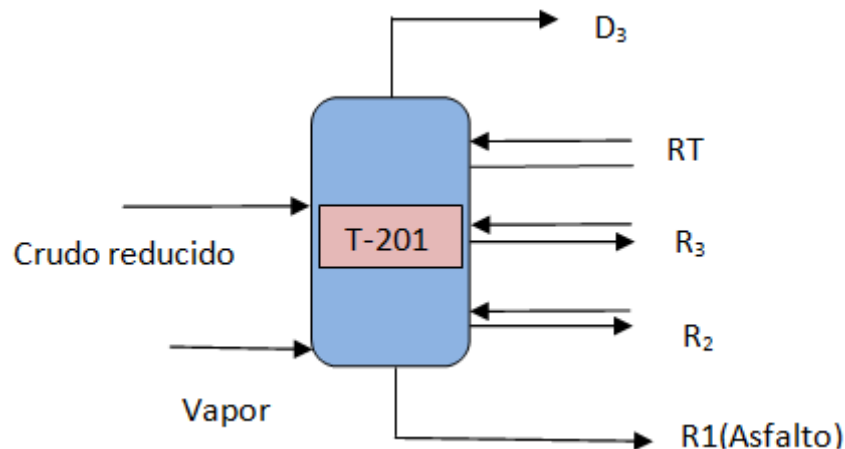


Figura 8: Diagrama simplificado de la torre de destilación al vacío.

Tabla 12: Balance de masa en la torre de destilación al vacío T- 201.

Datos(base 1hora)	Ecuaciones	Resultados (Kg)
$M_{cr} = 13\,072,91 \text{ Kg}$ <u>Porcentos de salida de los destilados:</u> $RT = 1,8 \%$ $D3 = 5 \%$ $R3 = 12,8 \%$ $R2 = 18 \%$ $R1 = 22,85 \%$ $Pérdidas = 0,175$	$M_{RT} = \frac{m_c \cdot \%RT}{100}$ $M_{D3} = \frac{m_c \cdot \%D3}{100}$ $M_{R3} = \frac{m_c \cdot \%R3}{100}$ $M_{R2} = \frac{m_c \cdot \%R2}{100}$ $M_{R1} = \frac{m_c \cdot \%R1}{100}$	$M_g = 235,31$ $M_{D3} = 653,65$ $M_{R3} = 1\,673,33$ $M_{R2} = 2\,353,125$ $M_{R1} = 2\,987,16$ $R_{RT} = 3,53$ $R_{R3} = 15,90$ $R_{R2} = 82,36$

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

<u>Porcentos de recirculación a la torre:</u> RT= 2% R ₃ =1% R ₂ =4%	$R_{RT} = \frac{M_{RT} \cdot \%R_{RT}}{100}$ $R_{R3} = \frac{M_{R3} \cdot \%R_{R3}}{100}$ $R_{R2} = \frac{M_{R2} \cdot \%R_{R2}}{100}$	
---	--	--

Leyenda:

Mcr: masa de crudo reducido

R₁= Asfalto

RT: Reflujo de tope

2.3.8 Balance de energía en la torre de destilación al vacío T- 201.

Tabla 13: Datos para el balance de energía en la torre de destilación al vacío T- 201.

Nombre	Flujo(kg/h)	T(C)	°API	H(kJ/kg)
Crudo reducido(CrL)liq	13072,91	339,12	13.2	244,01
Crudo reducido(CrV)vap	13072.91	339,12	13.2	370,3
Vapor(V)	261,45	220		218,3
D ₃	653,64	94,62	30	104,3
R ₃	1673,33	177,12	25	155,39
R ₂	2353,12	263,87	13	202,44
R ₁ (Asfalto)	2987,16	304	9	233,08
Reflujo de tope(RT)	235,31	145	32	133,44

Tabla14: Resultados del Balance de energía en la torre de destilación al vacío T- 201.

Ecuaciones	Resultados:
$Q_e = Q_s$ $Q = m\lambda$ $Q = m(HV - HL)$ $Q_{Cr} = M_{Cr} \cdot (H_{CrL} \cdot x + H_{CrV} \cdot y)$ $Q_V = M_V \cdot H_V$ $Q_{D3} = M_{D3} \cdot H_{D3}$ $Q_{R3} = M_{R3} \cdot H_{R3}$ $Q_{R2} = M_{R2} \cdot H_{R2}$ $Q_{R1} = M_{R1} \cdot H_{R1}$ $Q_r = M_r \cdot (H_{salida\ reflujo} - H_{entrada\ reflujo})$	$Q_{Cr} = 4\ 494\ 195,53\ kcal$ $Q_V = 57\ 076,35\ kcal$ $Q_{D3} = 68\ 175,26\ kcal$ $Q_{R3} = 260\ 019,27\ kcal$ $Q_{R2} = 476\ 366,63\ kcal$ $Q_{R1} = 696\ 271,49\ kcal$ $Q_r = 192,5\ kcal$

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

2.3.9 Balances de masa en los despojadores de vacío.

Tabla 15: Balances de masa en los despojadores de vacío.

Equipos	Datos	Ecuaciones	Resultados
T-202	Efic. = 0,85 Qentr. = 7 200 kg/h Reflujo=15,9kg/h	$Q_e + \text{vapor} = \text{reflujo} + Q_{\text{sal.}}$ $\text{Vapor} = 0,01(\text{kg vapor/kg } R_3) * Q_{\text{ent}}(\text{kg } R_3/\text{h})$ $Q_s = Q_e + \text{vapor} - \text{reflujo}$	$Q_{\text{sal.}} = 6\,120 \text{ kg/h}$ $\text{Vapor} = 16,73 \text{ kg/h}$
T-203	Efic. = 0,85 Qent. = 2 537,5 kg/h Vapor = 97,2 kg/h	$Q_e + \text{vapor} = \text{reflujo} + Q_{\text{sal.}}$ $\text{Vapor} = 0,01(\text{kg vapor/kg } R_2) * Q_{\text{ent}}(\text{kg } R_2/\text{h})$ $Q_s = Q_e + \text{vapor} - \text{reflujo}$	$Q_{\text{sal.}} = 2\,294,3 \text{ kg/h}$ $\text{Vapor} = 23,53 \text{ kg/h}$

Tabla 16: Balances de energía en los despojadores de vacío.

Equipos	Ecuaciones	Resultados
T-202	$Q_e = Q_s$ $Q = m\lambda$ $Q = m(HV - HL)$ $Q_{eR_3} = MR_3 * HR_3$ $Q_{eV} = MV * HV$ $Q_{\text{sal } R_3} = MsalR_3 * HsalR_3$ $Q_{\text{sal RT}} = MRT * HRT$	$Q_{eR_3} = 260\,019,3 \text{ kcal}$ $Q_{eV} = 3\,652,9 \text{ kcal}$ $Q_{\text{sal } R_3} = 260\,019,3 \text{ kcal}$ $Q_{\text{sal RT}} = 2\,253,35 \text{ kcal}$
T-203	$Q_e = Q_s$ $Q = m\lambda$ $Q = m(HV - HL)$ $Q_{eR_2} = MR_2 * HR_2$ $Q_{eV} = MV * HV$ $Q_{\text{sal } R_2} = MsalR_2 * HsalR_2$ $Q_{\text{sal RT}} = MRT * HRT$	$Q_{eR_2} = 476\,366,6 \text{ kcal}$ $Q_{eV} = 5\,136,9 \text{ kcal}$ $Q_{\text{sal } R_2} = 476\,266,6 \text{ kcal}$ $Q_{\text{sal RT}} = 15\,956,3 \text{ kcal}$

2.3.10 Balances de energía en los enfriadores de destilación al vacío.

Tabla 17: Balances de energía en los enfriadores de destilación al vacío.

Equipo	Datos	Ecuaciones	Resultados
E- 204A	<u>Agua</u> $C_{pa} = 4190 \text{ J/Kg}^\circ\text{C}$ $t_1 = 25^\circ\text{C}$ $t_2 = 50^\circ\text{C}$ <u>Asfalto</u> $M_{\text{asf}} = 2\,071,5 \text{ Kg}$ $C_{pasf} = 3100 \text{ J/Kg}^\circ\text{C}$ $T_1 = 90^\circ\text{C}$	$Q_g = Q_c$ $M_a * C_{pa} * \Delta t = M_{\text{asf}} * C_{pasf} * \Delta T$ $M_a = \frac{M_{\text{asf}} * C_{pasf} * \Delta T}{C_{pa} * \Delta t}$	$M_a = 1\,532,5 \text{ Kg}$

*Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la
refinería "Sergio Soto Valdés".*

	T2 = 65°C		
E- 204C	<u>Agua</u> Cpa = 4190J/Kg °C t ₁ = 25°C t ₂ = 50°C <u>R2</u> M _{R2} = 2 353,1 Kg Cp _{R2} = 2 194,5 J/Kg°C T ₁ = 80 °C T2 = 63 °C	Qg = Qc M _a * Cp _a * Δt = M _{R2} * Cp _{R2} * ΔT $Ma = \frac{MR2 \cdot CpR2 \cdot \Delta T}{Cp_a \cdot \Delta t}$	Ma = 838,1Kg
E- 204E	<u>Agua</u> Cpa = 4190J/Kg°C t ₁ = 25°C t ₂ = 50°C <u>R3</u> M _{R3} = 1 674,2 Kg Cp _{R3} = 2 069,1 J/Kg°C T ₁ = 85°C T2 = 64°C	Qg = Qc M _a * Cp _a * Δt = M _{R2} * Cp _{R2} * ΔT $Ma = \frac{MR3 \cdot CpR3 \cdot \Delta T}{Cp_a \cdot \Delta t}$	Ma = 694,5Kg
E - 203A	<u>Agua</u> Cpa = 4190J/Kg°C t ₁ = 25°C t ₂ = 50°C <u>RT</u> M _{RT} = 235,3 Kg Cp _{RT} = 2 194,5 J/Kg°C T ₁ = 85°C T2 = 61°C	Qg = Qc M _a * Cp _a * Δt = M _{RT} * Cp _{RT} * ΔT $Ma = \frac{MRT \cdot CpRT \cdot \Delta T}{Cp_a \cdot \Delta t}$	Ma = 118,3 kg

2.3.11 Balance de energía en los condensadores de D3.

Tabla 18: Balance de energía en los condensadores de D₃.

DATOS	ECUACIONES	RESULTADOS
<u>Agua:</u> Cp _c = 4 190 J/kg °C t ₁ = 25 °C t ₂ = 50 °C	Q _c = Q _g $M_{D3} \cdot Cp_{D3} \cdot T \approx m_a \cdot Cp_a \cdot t$ $m_a = \frac{M_{D3} \cdot Cp_{D3} \cdot \Delta T}{Cp_a \cdot t}$	m _a = 339,03 kg

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

<u>Vapores de D₃:</u> $M_{D_3} = 833,3 \text{ kg}$ $Cp_{D_3} = 2173,3 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 95 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_2 = 70 \text{ } ^\circ\text{C}$		
<u>Agua:</u> $Cp_c = 4190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $t_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$ <u>Vapores de D₃:</u> $M_{D_3} = 833,3 \text{ kg}$ $Cp_{D_3} = 2131,8 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$ $T_1 = 70 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$	$Q_c = Q_g$ $M_{D_3} \cdot Cp_{D_3} \cdot \Delta T = m_a \cdot Cp_a \cdot \Delta t$ $m_a = \frac{M_{D_3} \cdot Cp_{D_3} \cdot \Delta T}{Cp_a \cdot \Delta t}$	$m_a = 266,05 \text{ kg}$

2.4 Balances de exergía en la red de intercambiadores de calor

Exergía Física:

$$e_{ph} = \Delta H - T_0 \cdot \Delta S = (H - H_0) - T_0(S - S_0)$$

Donde:

e_{ph} : Exergía Física, (kJ/kg)

ΔH : Variación de Entalpía

T : Temperatura, (K)

ΔS : Variación de entropía

Ecuaciones para el cálculo de la exergía física:

Variación de Entalpía:

$$\Delta H = Cp_m \cdot \Delta T$$

Variación de Entropía:

$$\Delta S = Cp_m \cdot \ln\left(\frac{T}{T_0}\right)$$

T : Temperatura de las corrientes del proceso

T_0 : Temperatura en estado de referencia

Cálculo de la Eficiencia Exergética para cada Intercambiador de calor.

Para hallar la eficiencia simple se utiliza la siguiente ecuación:

$$\eta = \frac{E_{salida}}{E_{entrada}}$$

Cálculo de Pérdidas exergéticas.

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

$$I = \sum E_{\text{entrada}} - \sum E_{\text{salida}}$$

$$E = E_{\text{ph}} + E_{\text{q}} \text{ (kW)}$$

Como el análisis exergético se está realizando en la red de intercambiadores de calor se asume que no hay cambios de composición en los destilados por tanto no se determina la exergía química por lo tanto:

$$E = E_{\text{ph}}$$

donde:

E (Salida): Exergía de las corrientes de salida.

E (Entrada): Exergía de las corrientes que entran.

Tabla 19: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-203A.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Crudo	60	1,76	20 833,3	61,59	-17,31	494,47	2861,50	0,99	20,60
Rt	150	3,06	235,31	382,50	-13,37	716,82	46,85		
Salida									
Crudo	61,18	1,76	20 833,3	61,59	-17,28	493,61	2 856,55		
Rt	90	2,05	235,31	71,69	-16,23	477,49	31,21		

Tabla 20: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-203B.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Crudo	61,59	1,76	20 833,3	64,40	-17,27	496,12	2871,05	0,99	23,95
Quero	158,25	2,81	3 251,5	374,07	-13,68	715,96	646,66		
Salida									
Crudo	83,15	1,88	20 833,3	109,07	-16,60	524,11	3033,02		
Quero	70,00	2,01	3 251,5	90,46	-16,79	510,11	460,73		

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

Tabla 21: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-203C.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Crudo	83,15	1,88	20 833,3	109,07	-16,60	524,11	3033,02	0,97	10,5
Diesel	238	1,89	3 806,25	401,61	-14,61	766,78	810,71		
Salida									
Crudo	101,54	2,01	20 833,3	153,59	-16,04	554,67	3209,90		
Diesel	78	1,27	3 806,25	67,24	-17,41	502,54	531,33		

Tabla 22: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-203D.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Crudo	101,5	2,01	20 833,3	153,59	-16,04	554,67	3209,90	1,00	12,35
R3	199	2,55	1 674,1	443,67	-13,57	782,82	364,05		
Salida									
Crudo	112,6	2,00	20 833,3	175,36	-15,84	577,24	3307,10		
R3	90	1,27	1 674,1	149,50	-15,91	513,22	254,49		

Tabla 23: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-203E.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Crudo	112,68	2,00	20 833,3	175,36	-15,84	571,47	3307,10	0,99	23,59
Diesel	238	3,00	3 806,2	638,12	-12,10	940,74	994,63		
Salida									
Crudo	152,11	2,16	20 833,3	274,57	-14,96	648,45	3752,60		
Diesel	78	1,05	3 806,2	55,42	-17,67	497,06	525,54		

Capítulo 2. Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

Tabla 24: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-203F.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Crudo	152,1	2,36	20 833,3	299,99	-14,59	127,78	664,84	1,00	19,66
Asfalto	304	2,06	1 493,58	574,38	-13,71	445,80	917,19		
Salida									
Crudo	160,7	2,30	20 833,3	312,27	-14,58	162,56	676,65		
Asfalto	200	1,90	1 493,58	332,50	-14,90	92,90	705,12		

Tabla 25: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-203G.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Crudo	160,77	2,30	20 833,3	312,27	-14,58	676,65	3915,80	1,00	10,72
R2	263,88	3,09	2294,2	738,89	-11,57	1028,04	655,18		
Salida									
Crudo	188,65	2,31	20 833,3	378,03	-14,19	732,70	4240,19		
R2	85,00	1,05	2294,2	62,92	-17,57	502,23	320,07		

Tabla 26: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-203H.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Crudo	188,65	2,31	20 833,3	378,03	-14,19	732,70	4240,19	0,93	297,58
Asfalto	200	1,90	1 493,5	332,50	-14,90	705,12	292,54		
Salida									
Crudo	194	1,90	20 833,3	321,10	-14,96	695,16	4022,94		
Asfalto	95	1,09	1 493,5	76,62	-17,39	511,48	212,20		

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

Tabla 27: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-204A.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Agua	25	4,19	4 641,1	0,00	0,00	0,00		0,71	1,40
Asfalto	170	1,09	1493,5	158,72	2,10	106,26	4,8		
Salida									
Agua	50	2,47	4 641,1	61,71	1,71	18,94	2,69		
Asfalto	65	1,05	1493,5	41,94	1,00	16,90	0,77		

Tabla 28: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-204B.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Agua	25	4,19	118,3	0,00	0,00	0,00		0,64	1,43
Rt	85,00	2,05	235,3	122,89	2,51	60,23	3,93		
Salida									
Agua	50	2,47	118,3	61,71	1,71	18,94	0,62		
Rt	61	2,10	235,3	75,71	1,88	28,81	1,88		

Tabla 29: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-204C.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Agua	25	4,19	817,1	0,00	0,00	0,00		0,31	36,4
R2	80,00	3,09	2 294,2	170,13	3,60	80,18	52,40		
Salida									
Agua	50	2,47	817,1	61,71	1,71	18,94	4,40		
R2	63	1,19	2 294,2	45,27	1,10	17,74	11,59		

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

Tabla 30: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-204E.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Agua	25	4,19	694,4	0,00	0,00	0,00		0,39	19,15
R3	85,00	2,30	1 674,1	138,00	2,81	67,63	31,45		
Salida									
Agua	50	2,47	694,4	61,71	1,71	18,94	3,65		
R3	64	1,20	1 674,1	46,78	1,13	18,59	8,64		

Tabla 31: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-105A.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Agua	25	4,19	260,9	0,00	0,00	0,00		0,65	3,37
Nafta	70	2,22	820,8	99,90	2,29	42,76	9,74		
Salida									
Agua	50	2,47	260,9	61,71	1,71	18,94	1,37		
Nafta	55	2,13	820,8	63,90	1,68	21,91	4,99		

Tabla 32: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-105B.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Agua	25	4,19	681,1	0,00	0,00	0,00		0,84	5,39
Quero	70,00	2,01	3 251,5	90,46	2,07	38,72	34,96		
Salida									
Agua	50	2,47	681,1	61,71	1,71	18,94	3,58		
Quero	60	2,19	3 251,5	76,81	1,92	28,78	25,99		

Capítulo 2. Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la *refinería "Sergio Soto Valdés".*

Tabla 33: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-105C.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Agua	25	4,19	0,00	0,00	0,00	0,00		0,97	41,04
Diesel	78,00	3,00	3806,25	158,78	3,41	73,56	77,77		
Salida									
Agua	50	2,47	1 695,1	61,71	1,71	18,94	8,91		
Diesel	60	2,01	3806,25	70,21	1,76	26,31	27,81		

Tabla 34: Resultados del balance exergético, de la eficiencia exergética y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-105A.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Agua	25	4,19	289,3	0,00	0,00	0,00		0,81	1,4E-06
Nafta	100	2,42	833,3	181,83	3,36	97,81	7,5E-06		
Salida									
Agua	50	2,47	289,3	61,71	1,71	18,94	1,4E-06		
Nafta	85	2,05	833,3	123,12	2,51	60,34	4,6E-06		

Tabla 35: Resultados del balance exergético, de la eficiencia y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-105A.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Agua	25	4,19	289,3	0,00	0,00	0,00		0,97	1,5E-07
Nafta	85	2,05	833,3	123,12	2,51	60,34	4,6E-06		
Salida									
Agua	50	2,47	289,3	61,71	1,71	18,94	1,4E-06		
Nafta	70	2,04	833,3	91,98	2,10	39,37	3,0E-06		

Capítulo 2. Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

Tabla 36: Resultados del balance exergético, de la eficiencia y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-105A.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Agua	25	4,19	339,03	0,00	0,00	0,00		0,73	1,6E-06
D3	95	2,17	653,6	152,13	2,90	79,60	6,1E-06		
Salida									
Agua	50	2,47	339,03	61,71	1,71	18,94	1,4E-06		
D3	70	2,04	653,6	91,98	2,10	39,37	3,0E-06		

Tabla 37: Resultados del balance exergético, de la eficiencia y pérdidas exergéticas en la red de intercambio de calor (IC) E-105A.

Corriente	T(°C)	Cp (kJ/kg°C)	Flujo (kg/h)	ΔH (kJ/kg)	ΔS	eph (kJ/kg)	Eph =E (kW)	η	I(kW)
Entrada									
Agua	25	4,19	266,05	0,00	0,00	0,00		0,73	1,55E-06
D3	70	2,04	653,6	91,98	2,10	39,37	3,03E-06		
Salida									
Agua	50	2,47	266,05	61,71	1,71	18,94	1,46E-06		
D3	50	0,04	653,6	0,88	0,02	0,27	2,0E-08		

Como se puede apreciar en las tablas anteriores, la mayoría de los intercambiadores de calor trabajan con una eficiencia cercana al 100% siendo esto un parámetro difícil de lograr en la práctica. Estos resultados se deben a que en la Refinería la mayoría de los intercambiadores de calor se encuentran sobredimensionados, lo cual se ha demostrado en los cálculos realizados.

Por otro lado, al analizar trabajos precedentes tales como **(Meneses, 2015)** y **(Simón, 2015)**, en los que se realizó un rechequeo en el banco de intercambiadores para un aumento de la capacidad a 1000t/d, es decir el doble de la actual; cinco intercambiadores de diecinueve que tiene la red resultaron infactibles para procesar el aumento de capacidad señalado.

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

Capítulo 3: Integración energética de la red de Intercambiadores de calor de la refinería "Sergio Soto Valdés".

3.1 Aplicación del Análisis Pinch.

Como se explicó en el capítulo 1, para la realización de la integración o síntesis de proceso utilizando la Tecnología Pinch se siguen los siguientes pasos:

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 $\Delta T_{mín}$.
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 $\Delta T_{mín}$.
8. Definición de los objetivos prácticos para el diseño de la HEN.
9. Diseño de la red de intercambio de calor (HEN).

(March, 1998)

3.2 Integración energética en el proceso de estudio.

El primer paso para la integración de proceso es la identificación de las corrientes calientes, frías y de servicio; las mismas se identifican haciendo un análisis del diagrama de flujo del proceso. Los flujos de las corrientes se obtienen de los balances de masa y energía realizados. Con estos datos se construye la tabla problema y se grafican, empleando el software ASPEN PINCH, la curva de composición y la Gran Curva Compuesta. Además haciendo un análisis se pueden obtener los requerimientos mínimos de utilidades calientes (Q_h) y requerimientos mínimos de utilidades frías (Q_c).

Tabla 38: Problema caso de estudio de la Refinería de petróleo "Sergio Soto".

Equipo	Corriente (Nombre)	Flujo (kg/s)	cp(kJ/kg° C)	Temp. Entrada[°C (T1)	Temp . Salida, [°C](T2)	CP (kW/°C)	ΔH (kW)
E-203A	crudo	0,07	3,06	150	90	0,20	12,00
E-203A	Rt	5,79	1,76	61,17	83,15	10,18	223,77
E-203B	crudo	0,90	2,81	158,25	70	2,54	223,77

Capítulo 2. Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la
refinería "Sergio Soto Valdés".

E-203B	Quero	5,79	3,00	83,15	101,54	17,34	318,96
E-203C	crudo	1,06	1,89	238	78	1,99	318,96
E-203C	Diesel	5,79	2,01	101,54	112,67	11,61	129,25
E-203D	crudo	0,47	2,55	199	90	1,19	129,25
E-203D	R3	5,79	2,22	112,67	152,11	12,85	506,80
E-203E	crudo	1,06	3,00	238	78	3,17	506,80
E-203E	Diesel	5,79	2,20	152,11	160,77	12,73	110,18
E-203F	crudo	0,41	2,06	304	175	0,85	110,18
E-203F	Asfalto	5,79	2,19	160,77	188,64	12,65	352,62
E-203G	crudo	0,64	3,09	263,875	85	1,97	352,62
E-203G	R2	5,79	2,15	188,64	194,13	12,45	68,33
E-203H	crudo	0,41	1,49	175	95	0,62	49,57
E-203H	Asfalto	0,07	4,19	25	50	0,30	7,59
E-105A	Agua	0,23	2,22	70	55	0,51	7,59
E-105A	Nafta	0,19	4,19	25	50	0,79	19,82
E-105B	Agua	0,90	2,19	70	60	1,98	19,82
E-105B	Quero	0,47	4,19	25	50	1,97	49,32
E-105C	Agua	1,06	2,59	78	60	2,74	49,32
E-105C	Diesel	0,14	4,19	25	50	0,60	14,91
E-204A	Agua	0,05	3,10	170	65	0,14	14,91
E-204A	Asfalto	0,03	4,19	25	50	0,14	3,44
E-204B	Agua	0,07	2,19	85	61	0,14	3,44
E-204B	Rt	0,23	4,19	25	50	0,98	24,39
E-204C	Agua	0,65	2,19	80	63	1,43	24,39
E-204C	R2	0,19	4,19	25	50	0,81	20,21
E-204E	Agua	0,47	2,07	85	64	0,96	20,21
E-204E	R3	0,08	4,19	25	50	0,34	8,42
Conde de Naf	Agua	0,23	2,42	100	85	0,56	8,42

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

Conde de Naf	Nafta	0,08	4,19	25	50	0,34	8,42
Conde de Naf	Agua	0,23	2,42	85	70	0,56	8,42
Conde de Naf	Nafta	0,09	4,19	25	50	0,39	9,86
Conde de Naf	Agua	0,18	2,17	95	70	0,39	9,86
Conde de D3	D3	0,07	4,19	25	50	0,31	7,74
Conde de D3	Agua	0,18	2,13	70	50	0,39	7,74
Conde de D3	D3	0,07	3,06	150	90	0,20	12,00
F-101	Crudo	5,79	1,76	194	264	10,18	11,92

Como se puede apreciar en la tabla anterior en el proceso existen ocho corrientes calientes que constituyen los destilados de las T-101 y T-201 y una corriente fría que es el crudo que se calentará desde 60 hasta 264°C(ver anexo 3). Además, en la tabla se reporta que el proceso tiene una disponibilidad de calor de las corrientes calientes de 1 721,9 kW y una demanda de calor de las corrientes frías 2 984,98 kW, atendiendo a esto si estas corrientes intercambian calor entre ellas no se logran suplir los requerimientos que demanda la corriente fría, aún se tendrá un requerimiento de calor de 1 263,08 kW.

3.3 Determinación del $\Delta T_{\text{mín}}$ óptimo.

Otro paso de la metodología es la selección del $\Delta T_{\text{mín}}$ óptimo. Como se explicó en el capítulo 1, el valor óptimo del $\Delta T_{\text{mín}}$ se determina graficando el costo total anual (suma del costo total de energía y del costo de inversión), para diferentes valores de $\Delta T_{\text{mín}}$:

- a. Un aumento en el $\Delta T_{\text{mín}}$ conlleva un mayor consumo de energía y más bajo costo de inversión.
- b. Una disminución del $\Delta T_{\text{mín}}$ conlleva un menor gasto de energía y mayor costo de inversión.

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

c. Existe un valor óptimo de $\Delta T_{mín}$ donde tanto el costo total anual de la energía como el costo de inversión son mínimos.

Según **(Linnhoff et al., 1982.)** algunos valores de $\Delta T_{mín}$ para intercambiadores de calor de tubos y coraza son:

Tabla 39: Valores típicos de $\Delta T_{mín}$ intercambiadores de tubo y coraza.

Nº	Sector Industrial	Valores de $\Delta T_{mín}(^{\circ}\text{C})$
1	Refinería de Petróleo	20-40
2	Petroquímica	10-20
3	Químico	10-20
4	Procesos a baja T	3-5

Para el estudio del Análisis Pinch se elige un valor de $\Delta T_{mín}$ inicial de 10°C , y se varía además en un rango desde $10\text{-}60^{\circ}\text{C}$ para seleccionar el $\Delta T_{mín}$ óptimo.

Para la determinación del $\Delta T_{mín}$ óptimo fue necesario calcular el área de transferencia de calor, el costo de energía, el costo de capital y el costo total, ya que el $\Delta T_{mín}$ óptimo, como se mostró en la figura 3, se tiene donde el costo total es mínimo. **(Espinosa Pedraja, 2001)**

Para la estimación del área total de intercambio de calor se dividen las curvas compuestas 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 y se asume que en cada intervalo el intercambio de calor ocurre en un intercambiador a contracorriente. Se determina entonces el área de transferencia de calor en cada intervalo por la ecuación (1), y el área total estará dada por:

$$Area_{MIN} HEN = A_1 + A_2 + A_3 + \dots A_i = \sum \left[\left(\frac{1}{\Delta T_{LM}} \right) \sum \frac{q_j}{h_j} \right] \quad (1)$$

$$\text{Donde } A_1 = \frac{Q_{proc1}}{U \cdot MLDT} \quad (2)$$

$$N_{MIN}, MER = [Nh + NC + NU - 1] AP + [Nh + NC + NU - 1] BP \quad (3)$$

$$MLDT = \frac{(T_{eh} - T_{sf}) - (T_{sh} - T_{ef})}{\ln \left(\frac{T_{eh} - T_{sf}}{T_{sh} - T_{ef}} \right)} \quad (4)$$

Siendo:

Amín: área mínima de la red de intercambio de calor.

Nmín: número mínimo de unidades de intercambio de calor

Q: Transferencia total de calor, kW

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

U: Coeficiente Global de Transferencia, que en este caso se emplea h_j .

MLDT: Diferencias de Temperaturas.

La Q_{proc1} se determina en el diagrama de las Curvas de Composición, se trata del calor intercambiado entre las corrientes del proceso y se tiene donde se solapan las curvas de las corrientes calientes y frías.

La U según **(Espinosa Pedraja, 2001)** para este estudio se tomó que $h_j=0,73kW/m^{20}C$, ya que se trata de un intercambio de calor proceso/proceso.

Nh: Número de corrientes calientes

Nc: Número de corrientes frías

Nhu: Número de utilidades calientes

Nhc: Número de utilidades frías

Teh y Tsh: Temperatura de entrada y salida foco caliente, $^{\circ}C$

Tsf y Tef: Temperatura de entrada y salida foco frío, $^{\circ}C$

$$\text{Costo de Energía} = \sum Q_u \cdot C_u \quad (5)$$

Donde:

Q_u : Uso de servicios externos al proceso, kW

C_u : Costo de servicio externos al proceso, USD/kW

En este proceso las utilidades calientes y frías son fuel oil y agua respectivamente, cuyos costos son según **(Espinosa Pedraja, 2001)**

Tabla 40: Costos de las utilidades.

Costo de combustible(\$/kW-año)	110
Costo de agua(\$/kW-año)	10

El costo de un intercambiador se determina por la siguiente ecuación:

$$\text{Costo de un IC} = a + b(A_{HEN})^c \quad (6)$$

Donde:

$$a=16\,000, b=3\,200, c=0,7$$

Los costos de capital de los intercambiadores de calor se determinan por la siguiente expresión Kemp (2007):

$$\text{Costo de capital} = (N_{min}(a + b\left(\frac{A_{min}}{N_{min}}\right)^c))AP + (N_{min}(a + b\left(\frac{A_{min}}{N_{min}}\right)^c))BP \quad (7)$$

Donde

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

AP: Arriba del Pinch

DP: debajo de Pinch

De modo que el Costo Total es:

$$\text{Costo Total} = \text{Costo de energía} + \text{Costo de capital} \quad (8)$$

Los costos de inversión de los equipos intercambiadores de calor y de las utilidades se determinan en USD.

Tabla 41: Número mínimo de unidades de intercambio de calor

ΔT (°C)	Número mínimo de unidades de intercambio de calor(AP)	Número mínimo de unidades de intercambio de calor(DP)
10	8	8
20	6	8
30	6	8
40	6	8
50	6	8
60	6	8

Tabla 42: Parámetros para la estimación del $\Delta T_{\text{mín}}$ óptimo.

ΔT (°C)	Qcmin (kW)	Qhmin (kW)	Qproc (kW)	Pto Pinch	ΔT_{real} (°C)	Area RIC(m ²)	Costo de Capital(\$/año)	Costo de energía(\$/año)	Costo total(\$/año)
10	76,8	92	1800	65	10	132	292 449	102 804	395 253
20	198,9	1049,8	1700	70	20	77	207 760	117 467	325 227
30	318	1168,9	1600	98,2	30	52	186 758	131 759	318 517
40	437,1	1288	1500	103,2	40	37	172 071	146 051	318 122
50	5556,2	1407	1300	108,2	50	27	161 806	160 332	322 138
60	675,3	1526,1	1200	113,2	60	22	155 954	174 613	330 567

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

La siguiente figura muestra el comportamiento de las utilidades con respecto al ΔT .

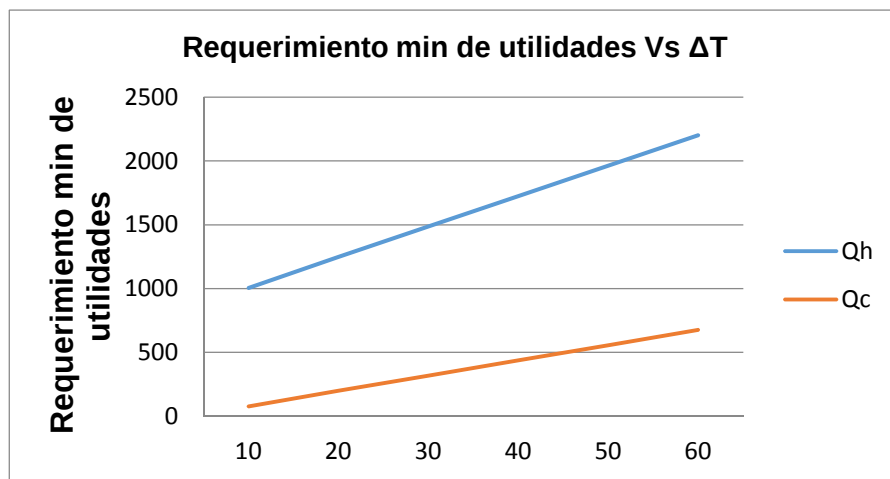


Figura 9. Comportamiento de las utilidades con respecto al ΔT .

Como se puede ver en la tabla y en la gráfica anterior a medida que aumenta el $\Delta T_{\text{mín}}$ disminuye el costo de capital de la red de intercambio térmico en la red de intercambiadores de calor y aumenta el costo de la energía aumentando el consumo de utilidades lo que conduce a la necesidad de optimizar el proceso.

Para decidir sobre el ΔT mín óptimo se hace un análisis del ΔT y de los parámetros de costos de la red. En este caso se aprecia un punto de inflexión como se señaló en la figura 3, en el $\Delta T_{\text{mín}} = 40^{\circ}\text{C}$ por tanto, en este punto es donde hay un costo mínimo de la red, por tanto el ΔT mín óptimo se logra en 40°C .

3.4 Objetivos de energía mínimo para el ΔT mínimo óptimo.

Con el valor de ΔT mín óptimo obtenido de 40°C se procede a la construcción de las curvas de composición y de la Gran Curva Compuesta (ver Figuras 9 y 10).

Las curvas de composición son construidas a partir de los datos de las corrientes (temperatura y capacidad calorífica), derivados de los balances de materiales y energía del proceso. Esta gráfica ayuda al diseñador a predecir los focos mínimos fríos y calientes previo al diseño del proceso. Ayuda también 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 sobreposición de las corrientes frías y calientes en

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

un diagrama (T vs. H), las corrientes son separadas por la mínima diferencia de temperatura ($\Delta T_{\min}$).

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 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.

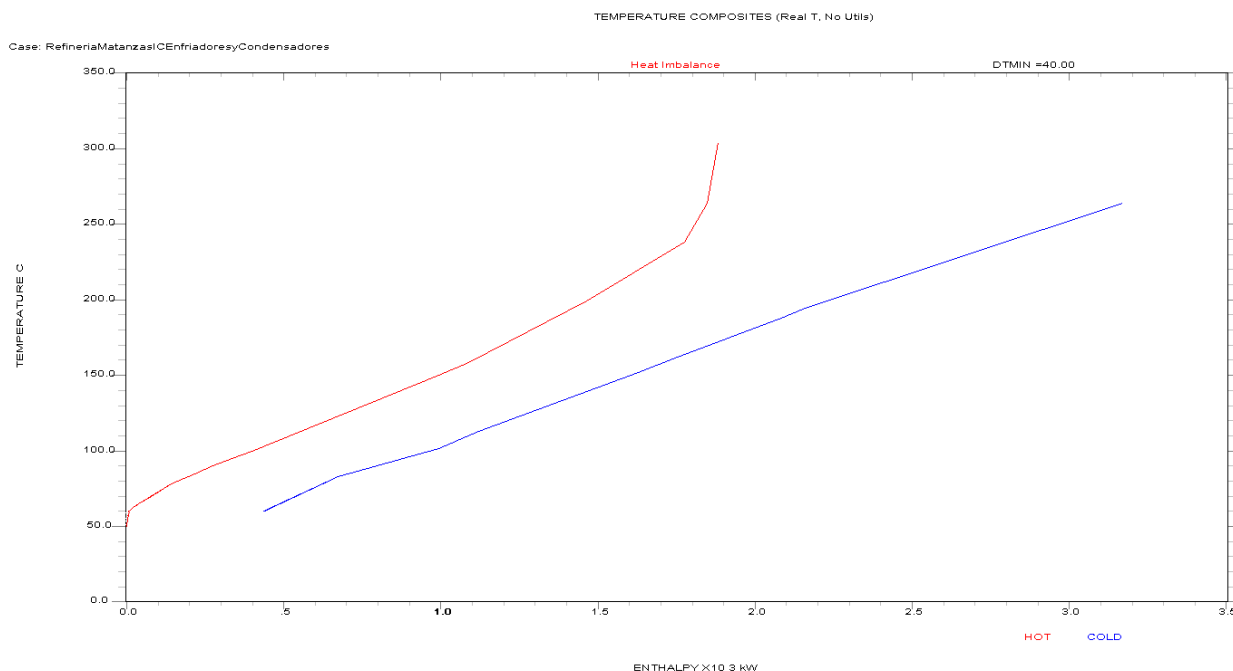


Figura 10. Curva de Composición en el diagrama de destilación del petróleo para un $\Delta T_{\min}$ óptimo 40 °C.

La Gran Curva Compuesta, ya que esta se basa en las mismas corrientes del proceso, da a conocer la interface entre el proceso y la utilidad, pudiéndose evidenciar en la misma el consumo mínimo caliente y frío del proceso (ver Fig10).

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

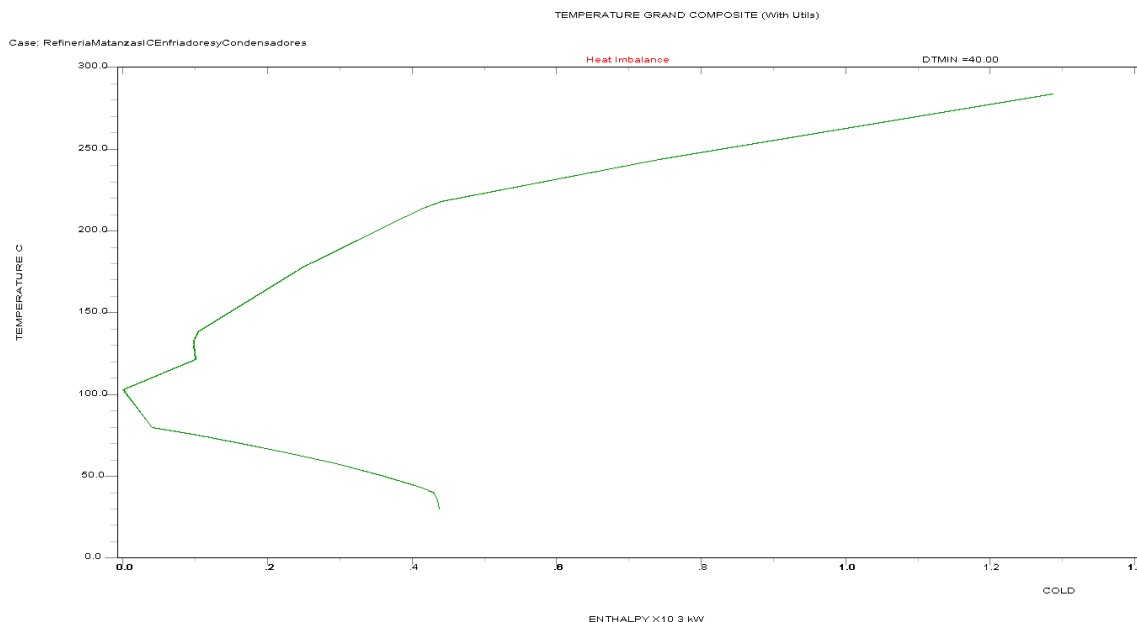


Figura 11: Gran Curva Compuesta del diagrama de destilación del petróleo para un ΔT mín óptimo 40°C .

A partir de las gráficas anteriormente explicadas se obtiene la tabla reporte (ver Anexo IV) con los valores de los requerimientos mínimos de utilidades calientes y frías (Q_h y Q_c), respectivamente, además se reporta el valor del punto Pinch.

Tabla 43: Reporte de los requerimientos mínimos de energía.

Tecnología	$Q_{h\text{mín}}$, kW	$Q_{c\text{mín}}$, kW	$\Delta T_{\text{mín}}$, $^{\circ}\text{C}$	Pinch, $^{\circ}\text{C}$
Refinería "Sergio Soto"	1288	437,1	30	98,2

A partir de los balances realizados en el capítulo 2 y como se explicó anteriormente, el proceso tiene una disponibilidad de calor de las corrientes calientes de 1 721,9 kW y una demanda de calor de las corrientes frías 2984,98 kW, atendiendo a esto si toda la disponibilidad de calor de las corrientes calientes se transfiere a la fría no se logran suplir los requerimientos que demanda la misma, aún se tendrá un requerimiento de calor de 1263,08kW, esto obviando que tiene que existir una fuerza impulsora para la transferencia de calor, es decir un $\Delta T_{\text{mín}}$ y que en este análisis no se ha considerado.

Analizando el valor de requerimiento de utilidad caliente mínimo reportado en la tabla 43 y obtenido en el Aspen pinch, se tiene que este valor es de 1288 kW, entonces para

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

determinar el consumo real de utilidad que tiene este proceso se hace necesario identificar en el esquema de la red de intercambiadores de calor la existencia de sobreconsumo debido a violaciones de las reglas del Pinch y que impliquen que el consumo real de la red sea superior al mínimo obtenido por el análisis Pinch. Se procede entonces a la obtención del diagrama de rejillas de la red que se está evaluando. Debe tenerse en cuenta la ecuación del Pinch que expresa lo siguiente:

Consumo real del proceso= Consumo mínimo objetivo + Exceso por violación del Pinch.

De modo que determinando el exceso de kW consumidos por violación de las reglas del Pinch, sumado al consumo mínimo se tendrá el consumo real del proceso de 2206,8 kW. Valor que en un diseño de red mejorada debe acercarse al consumo mínimo objetivo.

3.5 Obtención del diagrama de rejilla para el proceso en estudio.

En el diagrama de rejillas se representan las corrientes frías y calientes en las dos zonas en las que se divide el sistema a través del Pinch. En la figura 11 se muestra el diagrama de rejilla del proceso en estudio.

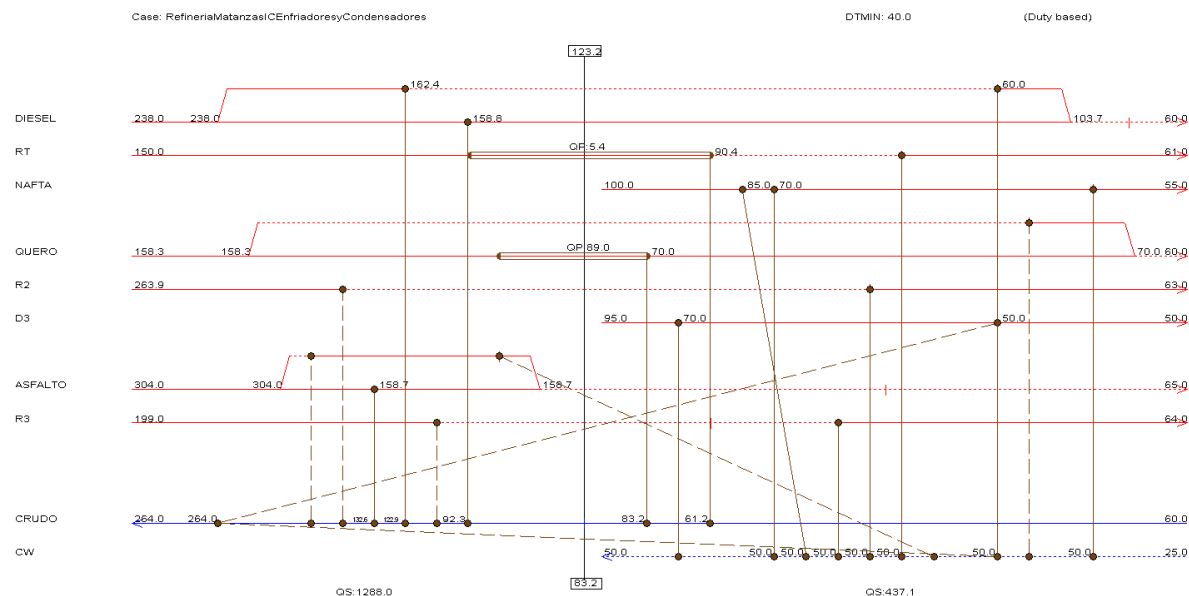


Figura 11: Diagrama de rejilla para el proceso en estudio.

Capítulo 2: Caracterización del proceso de refinación de petróleo en la refinería "Sergio Soto Valdés".

Como se aprecia en la figura anterior el Pinch divide el proceso en dos sistemas separados, los cuales son balances de entalpía con los servicios. El punto Pinch es único para cada proceso. Arriba del Pinch solo se requiere el servicio caliente. Debajo del Pinch solo se requiere servicio frío. Por esto, para un diseño óptimo no se debe transferir calor a través del Pinch. Las tres reglas fundamentales que deben cumplirse para una red con un consumo mínimo de energía son las siguientes:

1. No calentamiento externo debajo del Pinch.
2. No enfriamiento externo encima del Pinch.
3. No transferencia de calor a través del Pinch.

Si se violan estas reglas resulta en un mayor requerimiento energético que los requerimientos mínimos teóricos posible.

Haciendo uso del software Aspen Pinch se pueden identificar si existen estas violaciones, los resultados se muestran en la tabla 44y se observa que en tres intercambiadores existen cruces de corriente a través de Pinch que implica un sobreconsumo de 890,72 kW.

Tabla 44: Exceso de utilidades por violación del pinch

Intercambiador	Corriente	kW	Violación
E-201B	D ₃	-1 012,45	Calentamiento por debajo del Pinch
E-203B	Quero	88,99	Calentamiento por debajo del Pinch
E-203A	RT	5,36	Calentamiento por debajo del Pinch
Total		-890.72	

En trabajos posteriores se debe tener en cuenta no incurrir en estas violaciones.

De acuerdo a los resultados dados en el Pinch se aprecia que la red está formada por dieciocho intercambiadores de calor y que el número mínimo que debe estar instalado es de catorce. También se reporta que los intercambiadores E – 201B, E-203B y E-203A violan la regla del Pinch por lo que traen consigo un sobre consumo de 890 kW en la red de intercambiadores.

Conclusiones

1. La evaluación energética y exergética de la red de intercambiadores de calor mostró alta eficiencia de estos equipos para la capacidad de producción actual de 500t/d.
2. Con en el análisis exergético se pudo comprobar que las menores eficiencias exergéticas se obtienen en los enfriadores y condensadores E-204C,E-204E y E-201B con una eficiencia de 31%,39% y 49% respectivamente.
3. Del balance de materiales y energía del crudo Matanzas se tiene que cuando se procesa esta materia prima que es muy pesada y tiene alto contenido de azufre, el mayor por ciento en la composición de los destilados lo constituye R1, producto conocido como cemento asfáltico.
4. Con el balance energético se demuestra que aún con el intercambio de calor entre las corrientes de procesos no se suple la demanda de la corriente fría teniéndose un requerimiento de calor de 1 263,08 kW que debe ser suplido con utilidad externa.
5. Para la red de intercambiadores evaluada el $\Delta T_{\text{mín}}$ óptimo resultó ser 40°C ya que para este valor se obtiene el menor costo total de la red y es donde se recupera la mayor cantidad de calor posible, determinándose para el mismo el consumo mínimo de utilidades calientes de 1288 kW y de utilidad fría de 437,1kW .
6. Con la integración energética se obtuvo que el número mínimo de unidades de intercambio de calor para este esquema es de 14, valor cercano al número de equipos del proceso y que la red de intercambiadores tiene un valor de \$172 071 por año y la energía de \$146 051por año, significando en un costo total de \$318 122 por año.
7. La evaluación de la red de intercambiadores del proceso de refinación de crudo mostró violaciones de las reglas del pinch en los intercambiadores E-201B, E-203B y E-203A; que significan en un exceso de consumo de utilidades de 918 kW, aspecto que debe tomarse en cuenta para el diseño de una red con objetivos cercanos al consumo mínimo obtenido con el Aspen pinch.

Recomendaciones

- 1 Que se analice en mayor detalle las causas que provocan que en los equipos enfriadores y condensadores se obtengan las mayores pérdidas exergéticas.
- 2 Se debe diseñar una red de intercambiadores de calor que no incurra en las violaciones que se han detectado en la análisis de integración energética.
- 3 Que los resultados se muestren a los trabajadores de la refinería para la realización de futuros trabajos.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

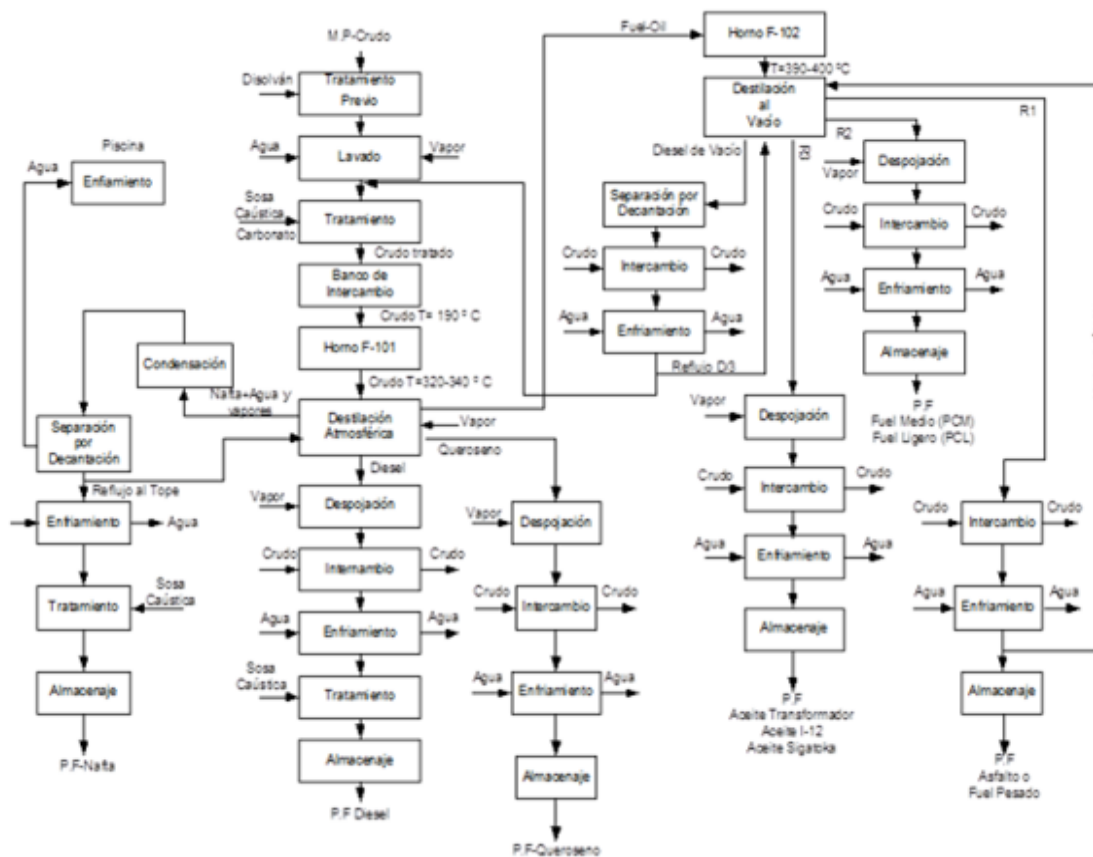
1. ALEJANDRO ARRIOLA MEDELLÍN & EDGARDO GUTIÉRREZ GONZÁLEZ. 1996. El análisis de pliegue (pinch analysis) una técnica de integración energética de proceso. Vol.20.
2. ARGUIMBAO, F. 1950. Combustibles y combustión. Combustibles sólidos, líquidos y gaseosos. .
3. ARGUIMBAU, F. 1950. *Combustibles y combustión. Combustibles sólidos, líquidos y gaseosos.*
4. CALVO, A. E. 1981. "Exergía, Entropía y Anergía". Ingeniería Energética. . Vol. II.
5. CALLEJA PARDO, F. G. H., A. DE LUCAS MARTÍNEZ, RICO, D. P. & MAROTO, J. M. R. 1895. *Introducción a la Ingeniería Química.*
6. CEINPET 1999. Características del petróleo Varadero.
7. CERUTTI, A. A. 2001. *La refinación del petróleo*, Ecuador.
8. DÍAZ, A. F. 2015a. *Integración energética y análisis exergético de la obtención de alcohol extrafino.* .
9. DÍAZ, A. F. 2015b. *Integración energética y análisis exergético.*
10. DÍAZ, R. J. 1994. *Desagregación del crudo Pina-Cristales según sus densidades.* Ciudad Habana: Cuba Petróleo.
11. ERIJ, V. N., RASINA, M. G. & RUDIN, M. G. 1988a. *Química y Tecnología del petróleo y del gas.*
12. ERIJ, V. N., RASINA, M. G. & RUDIN, M. G., . 1988b. *Química y Tecnología del petróleo y del gas.* .
13. ESCOBAR, J. J., MARTÍ, X., REOL, N., LARRUY, Y., CASTELL, C. & CHIPA, P. 2002. El Petróleo. El recorrido de la energía.
14. ESPINOSA PEDRAJA, R. 2001. La tecnología Pinch en el marco de la Industria Química. santa Clara: Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Cuba.
15. ESPINOSA PEDRAJA, R. 2001. La tecnología Pinch en el marco de la Industria Química. santa Clara: Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Cuba.
16. FAHIM, M. A., AL-SAHHAF, T. A. & ELKILANI, A. S. 2010. *Fundamentals of Petroleum Refining.*
17. FLÓREZ-ORREGO, D. & S. O., P. 2013. Balances Exergéticos.
18. [HTTP://PEDROREINA.NET](http://pedroreina.net). 1998. *El petroleo y sus usos* [Online]. [Accessed].
19. [HTTP://QUIMICAATLACOMULCO.BLIGOO.COM](http://quimicaatlacomulco.bligoo.com). *Petroleo* [Online]. [Accessed].

20. [HTTP://WWW.FENERCOM.COM](http://www.fenercom.com). *Recorrido de la energía en el petróleo* [Online]. [Accessed].
21. [HTTPS://ALOJAMIENTOS.UVA.ES/GUIA_DOCENTE/UPLOADS](https://alojamientos.uva.es/guia_docente/uploads). *Combustibles* [Online]. [Accessed].
22. [HTTPS://ES.WIKIPEDIA.ORG/WIKI/PETROLEO](https://es.wikipedia.org/wiki/Petroleo). 2013. [Accessed].
23. HUTTE, R. H. 1968. *Manual del Ingeniero*.
24. INC, A. 2004. *Process Modeling using HYSYS with Refinery Focus*.
25. KEMP, I. C. 2006. *Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*.
26. KERN, D. K. 1969. *Procesos de Transferencia de calor*.
27. KOTAS, T. J. 1995. *The Exergy Method of Plant Analysis*.
28. KRAUS, R. S. 1998. . *Enciclopedia de salud y seguridad en el trabajo. Petróleo: Prospección y Perforación*. In: PERFORACIÓN., E. D. S. Y. S. E. E. T. P. P. Y. (ed.). SOCIALES, E. D. S. Y. S. E. E. T. I. N. D. S. E. H. E. E. T. I. M. D. T. Y. A.
29. LINNHOFF, M., TOWNSEND, P., BOLAND, G. F., HEWITT, B. E. A., THOMAS, A. R. G., AND & R.H.MARSLAND. 1982. Townsend, P. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, and R.H.Marsland. *A user guide on process integration for the efficient use of energy*. The Institution of Chemical Engineers.
30. LOZANO MA & A., V. 1993. *Theory of the exergetic cost*.
31. MARCH, L. 1998. *Introduction to Pinch Technology*.
32. 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.*, Marat Abreu de la Villas.
33. MORAN, M. J. & SHAPIRO, H. N. 1999. *Análisis exergético». Fundamentos de termodinámica técnica*.
34. MUJLIONOV, I. P., AVERBUJ, A. Y., FURMER, I. E. & TUMARKINA, E. S. 1979. *Fundamentos Teóricos de la Tecnología Química*.
35. OCEANO, 1995. *Diccionario enciclopédico Océano I*. In: OCEANO (ed.) *Diccionario enciclopédico Océano I*
36. Madrid: Oceano.
37. PADRÓN, R. V. 1982. *Tecnología moderna del petróleo en Cuba*. .
38. PADRÓN, R. V., . 1981. *Principios de la refinación del petróleo*.
39. PADRÓN, V. R., . 1961. *Tecnología Moderna del Petróleo en Cuba*.

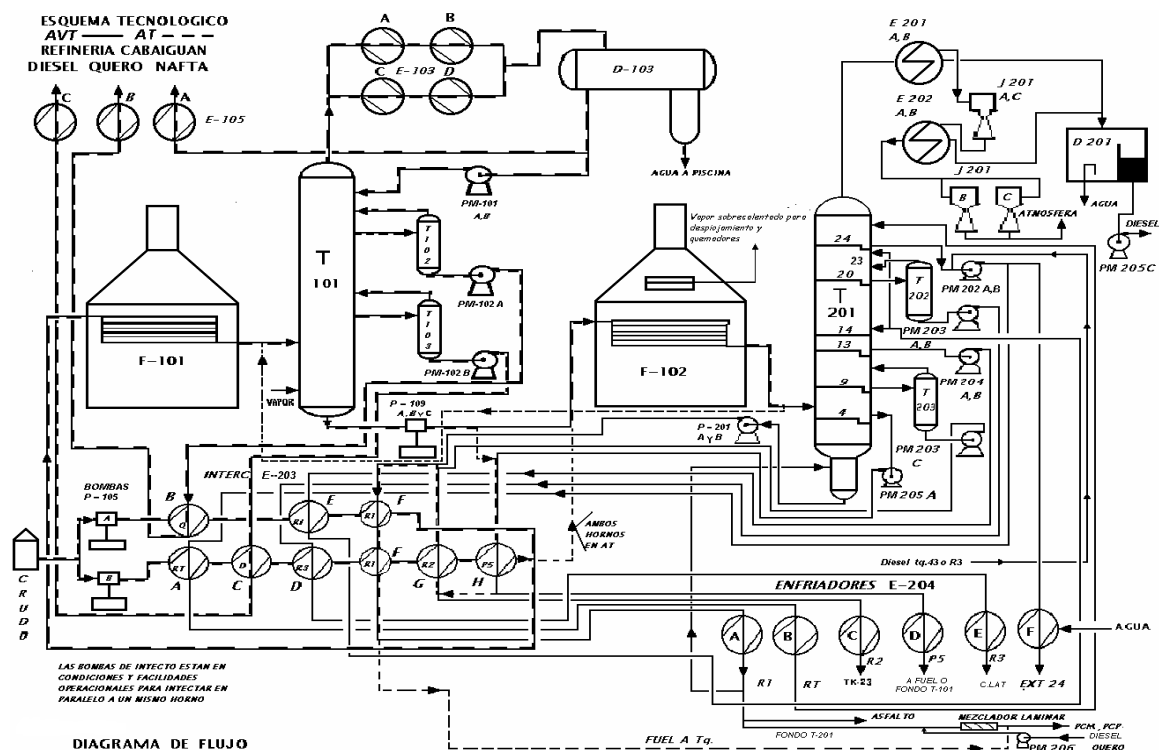
40. PAVLOV, K. F. *Problemas y Ejemplo para el Curso de Operaciones Básicas y Aparatos en Tecnología Química*.
41. REPSOL-YPF Manual de combustibles. Refinación.
42. VALDÉS, R. S. S. Documento interno: Manual de la producción. Reglamento tecnológico.
43. VALDÉS, R. S. S. & Historia del Centro: Empresa Refinadora de Petróleo "Sergio Soto Valdés" de Cabaiguán.
44. VERDE, R. P. 1961. *Tecnología Moderna del Petróleo en Cuba*.
45. [WWW.ENERGÍA.GOB.MX/RES/85/REFINACIÓN WEB](http://WWW.ENERGÍA.GOB.MX/RES/85/REFINACIÓN_WEB). Refinación. [Online]. [Accessed].
46. WWW.FENERCOM.COM recorrido de la energia el petroleo.

ANEXOS

Anexo I Diagrama de bloque de la refinación del petróleo en la Refinería “Sergio Soto Valdés”



Anexo II Diagrama de flujo de la refinación del petróleo en la Refinería "Sergio Soto Valdes"



Anexo III Tabla Problema de la Refinería “Sergio Soto Valdés”

[illegible]

Anexo IV Tabla reporte de la integración.

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

Targeting Results, Case:
RefineriaMatanzasICenfriadoresyCondensadores

* No utilities have been placed *

Minimum hot utility	1288.0	kW	
Minimum cold utility	437.1	kW	
Delta Tmin	40.0	C	
Pinch temperature(s):	Pinch T 103.2	C	Delta T (Real) 40.0 C
Total Hot utility used	0.0	kW	
Total Cold utility used	0.0	kW	

Anexo V Tabla reporte del Cross Pinch.

Cross Pinch Heat Transfer Penalties
Penalty units : kW

* denotes a near pinch

	Pinch# 1
Hxer ID	Ti = 103.15 C
-----	-----
E-201B	-1012.45
E-203B	88.9993
E-203A	5.36988
-----	-----
Sum -->	-918.082