



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

---

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**EVALUACIÓN ENERGÉTICA DEL TREN DE  
PRECALENTAMIENTO DE LA PLANTA DE  
DESTILACIÓN DE CRUDO**

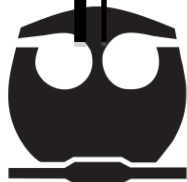
**TESIS**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
INGENIERA QUÍMICA**

**PRESENTA**

**ALEJANDRA SOTO RAMÍREZ**

**MÉXICO, D.F. 2013**





Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

## **JURADO ASIGNADO:**

**PRESIDENTE: M. EN I. JOSÉ ANTONIO ORTÍZ RAMÍREZ**

**VOCAL: ING. JOSÉ AGUSTÍN TEXTA MENA**

**SECRETARIO: M. EN C. MARIANO PÉREZ CAMACHO**

**1er. SUPLENTE: DR. NESTOR NOÉ LÓPEZ CASTILLO**

**2° SUPLENTE: DR. MARTIN RIVERA TOLEDO**

## **SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

## **ASESOR DEL TEMA:**

---

**M. EN I. JOSÉ ANTONIO ORTÍZ RAMÍREZ**

## **SUSTENTANTE:**

---

**ALEJANDRA SOTO RAMÍREZ**

## Índice

<b>1. Objetivos</b> .....	<b>1</b>
<b>1.1. Objetivos Particulares</b> .....	<b>1</b>
<b>2. Introducción</b> .....	<b>2</b>
<b>3. Fundamentos</b> .....	<b>3</b>
<b>3.1 Clasificación De Hidrocarburos</b> .....	<b>4</b>
<b>3.1.1 Parafinas</b> .....	<b>4</b>
<b>3.1.2 Naftenos</b> .....	<b>5</b>
<b>3.1.3 Aromáticos</b> .....	<b>6</b>
<b>3.1.4 Olefinas</b> .....	<b>7</b>
<b>3.2 Compuestos Distintos De Hidrocarburos</b> .....	<b>7</b>
<b>3.2.1 Compuestos De Azufre</b> .....	<b>7</b>
<b>3.2.2 Compuestos Oxigenados</b> .....	<b>9</b>
<b>3.2.3 Compuestos Nitrogenados</b> .....	<b>10</b>
<b>3.3 Compuestos Indefinidos Químicamente</b> .....	<b>11</b>
<b>3.3.1 Asfaltenos</b> .....	<b>11</b>
<b>3.3.2 Resinas</b> .....	<b>13</b>
<b>3.4 Tipos De Crudo</b> .....	<b>14</b>
<b>3.5 Caracterización Básica</b> .....	<b>15</b>
<b>3.5.1 Densidad °API</b> .....	<b>15</b>
<b>3.5.2 Contenido En Azufre</b> .....	<b>16</b>
<b>3.2.3 Curva De Destilación TBP</b> .....	<b>17</b>
<b>3.5.4 Punto De Fluides</b> .....	<b>22</b>
<b>3.5.5 Residuo De Carbón</b> .....	<b>22</b>
<b>3.5.6 Contenido En Sales</b> .....	<b>22</b>
<b>3.5.7 Factores De Caracterización</b> .....	<b>22</b>

4. Esquema Global de una Refinería .....	24
5.Descripción De La Destilación Del Crudo Con Tecnología De Foster Wheeler .....	29
5.1 Precalentamiento Del Crudo .....	30
5.2 Desalado De Crudo .....	31
5.3 Precalentamiento De Crudo Desalado .....	31
5.4 Calentador A Fuego Directo.....	31
5.4.1 Calentadores A Fuego Directo Del Crudo .....	32
5.4.2 Calentadores A Fuego Directo De Crudo Residuo.....	33
5.5 Torre Atmosférica .....	33
5.6 Torre De Vacío.....	36
5. Marco Teórico.....	37
6.1 Integración Energética. ....	38
6.2 Método Del Punto De Pliegue O Pinch.....	38
6.3 Curva Compuesta. ....	40
6.4 $\Delta T$ Mínima.....	42
6.6. Cascada De Calor .....	43
6.6 Gran Curva Compuesta.....	45
6.7 El Problema Sin Pinch O Problema Límite .....	46
6.8 Mínimo Número De Intercambiadores .....	50
6.9 Representación De La Red De Intercambio De Calor .....	51
7. Simulación.....	53
7.1 Metodología.....	53
7.2 Simulación de la Torre Atmosférica.....	58

7.2.2 Validación De La Simulación Mediante Curvas De Destilación De Productos.....	66
7.2.1 Validación De La Simulación Mediante Flujo.....	71
7.3 Corrientes De La Torre De Vacío .....	72
7.4 Simulación Del Tren De Precalentamiento .....	72
8.Evaluación Energética.....	82
8.1 $\Delta T$ Mínima De La Red De Precalentamiento .....	84
8.2 Análisis Energético.....	84
9. Conclusiones .....	91
10.Referencias.....	94
11. Anexos.....	96

# CAPITULO I

## 1. Objetivos

El presente trabajo tiene como objetivo realizar un análisis energético del tren de precalentamiento del crudo para alimentación a la torre atmosférica, en una Planta de Destilación Primaria de Crudo, buscando reproducir las condiciones de diseño originales. El cual servirá de base para análisis posteriores en las que se proponga un arreglo que permita reducir el consumo actual de combustible para una futura reconfiguración.

### 1. Objetivos Particulares

Realizar el análisis energético en las condiciones actuales de diseño a través de la simulación del tren de precalentamiento por medio del simulador Aspen Hysys, con el cual se pretende alcanzar una evaluación energética obteniendo las siguientes gráficas:

1. La curva compuesta.
2. La gran curva compuesta.
3. La representación de red en forma de malla.

Estas tres graficas se pretenden obtener por medio del simulador Aspen Energy Analyzer.

# CAPITULO II

## 2. Introducción

La necesidad de realizar procesos más eficientes a menores costos ha generado la modificación de procesos con el fin de obtener mejores producciones con un impacto ambiental y económico menor. La industria de refinación presenta un gran panorama para obtener ahorros potenciales en dichos procesos.

Para el caso de estudio del presente trabajo, se analiza la evaluación energética del tren de precalentamiento de crudo para la alimentación de la torre atmosférica de la Planta de Destilación Primaria del Crudo. En el cual se pretende aprovechar las corrientes de salida de la torre atmosférica con el fin de elevar la temperatura del crudo al llegar como alimentación a está, y así aprovechar la energía que se produce en el proceso.

Abarcando generalidades del crudo, el proceso de destilación, el marco teórico de la evaluación energética, el esquema de simulación con Aspen Hysys, y el esquema de simulación con Aspen Energy Analyzer.

Sin embargo el alcance de dicho trabajo, como se menciono anteriormente, es realizar la evaluación energética con las condiciones actuales de diseño, el cual servirá de base para el análisis posterior en los que se proponga la optimización del proceso.



# CAPITULO III

## 3. Fundamentos

El crudo de petróleo es la materia prima de la industria de refinación y esta constituido por una mezcla compleja de diferentes tipos de hidrocarburos y se compone prácticamente de carbono e hidrógeno, con un pequeño porcentaje de otros elementos como azufre, nitrógeno, oxígeno y metales integrados en hidrocarburos de estructuras más o menos complejas, su composición aproximada puede verse en la Tabla 3. 1. Las moléculas de hidrocarburos que lo componen son más complejas a medida que aumenta el punto de ebullición de las mismas.

Elementos	% en Peso
<b>Carbón</b>	84 – 87
<b>Hidrógeno</b>	11 – 14
<b>Azufre</b>	0 – 5
<b>Nitrógeno</b>	0 - 0.2
<b>Oxígeno</b>	0 – 0.5

Tabla 3. 1

Fuente: *Petroleum Refining Technology and Economics*

### 3.1 Clasificación De Hidrocarburos

Se pueden definir dos grandes grupos de hidrocarburos, los saturados y los no saturados. Cuando todas las valencias de los átomos de carbono se comparten con otros átomos, son saturado, cuando hay falta de hidrógeno es no saturado y se pueden compartir dos y hasta tres valencias entre un átomo de carbono con otros átomos. A su vez los saturados se consideran parafinas y naftenos, mientras que los no saturados se consideran aromáticos y olefinas.

#### 3.1.1 Parafinas

Fórmula general es:  $C_nH_{2n+2}$

La serie parafínica de los hidrocarburos se caracteriza por la regla de que los átomos de carbono están unidos mediante enlaces sencillos y los otros están saturados con átomos de hidrógeno.

Existen cadenas lineales o isómeros. Las cadenas lineales son de carbono asociadas a hidrógeno, mientras que los isómeros, son cadenas ramificadas que tienen la misma fórmula química general y el mismo peso molecular pero poseen distintas propiedades físicas. El número de isómeros posibles crece en progresión geométrica con el incremento en el número de átomos de carbono.

Las parafinas livianas dan buenos aceites para usos domésticos, pues no producen humo al quemarse, tienden a resistir el calor.

Las parafinas más espesas contienen cristales blancos y blandos que cuando son aislados y refinados forman lo que se conoce como cera parafinada, y se usan para elaborar aceites lubricantes. La Imagen 3. 1 muestra algunos ejemplos de parafinas.

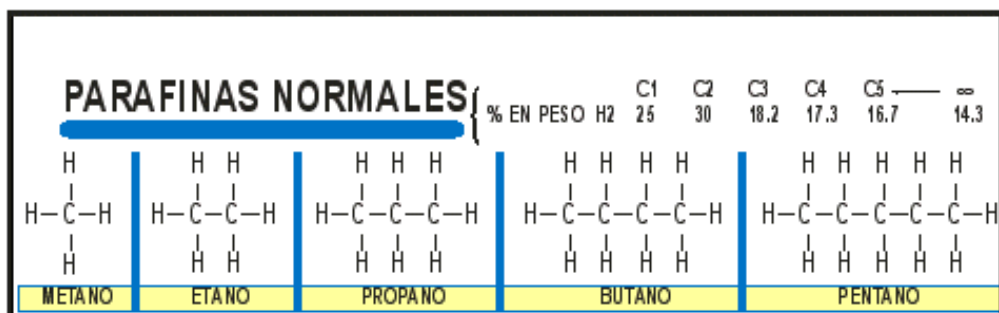


Imagen 3. 1

Fuente: Instituto Mexicano del Petróleo.

### 3.1.2 Naftenos

Fórmula general es:  $C_nH_{2n}$

Se denominan naftenos a los hidrocarburos cicloparafínicos en los que todos los enlaces disponibles de los átomos de carbono están saturados con hidrógeno. Hay muchos tipos de naftenos presentes en el crudo de petróleo, excepto para los compuestos de peso molecular más bajo.

Se clasifican de acuerdo con su intervalo de ebullición y sus propiedades se determinan con la ayuda de los factores de correlación tales como el factor Kw o el IC, que más adelante se explicarán. La Imagen 3. 2 muestra algunos ejemplos de naftenos.

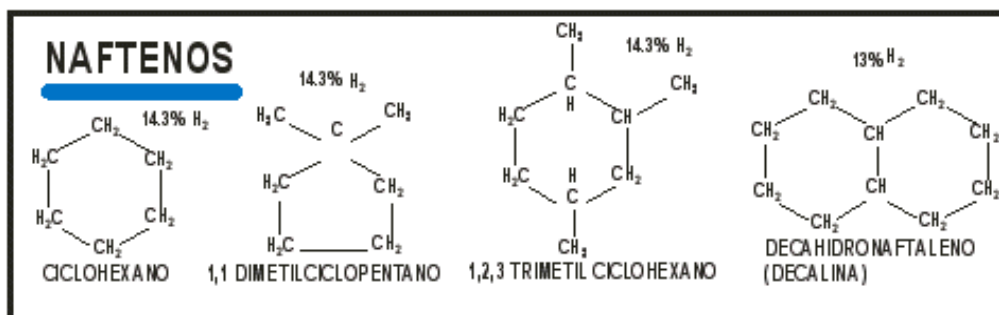


Imagen 3. 2

Fuente: Instituto Mexicano del Petróleo.

### 3.1.3 Aromáticos

Fórmula general es:  $C_nH_{2n-6}$

La serie aromática de hidrocarburos es química y físicamente muy diferente de las parafinas y naftenos. Los hidrocarburos aromáticos contienen un anillo bencénico el cual no está saturado pero es muy estable comportándose frecuentemente como un compuesto saturado.

Los hidrocarburos cíclicos, nafténicos y aromáticos a la vez, pueden adicionar cadenas laterales parafínicas en lugar de alguno de los hidrógenos unidos a los carbonos del anillo y formar una estructura mixta.

Estos tipos de hidrocarburos mixtos tienen muchas de las características químicas y físicas de ambos de sus compuestos originales, pero se clasifican generalmente de acuerdo con el compuesto cíclico original.

Son deseables en la gasolina, pues tienen altas propiedades antidetonantes. Algunos se usan en la producción del TNT, colorantes, plásticos, insecticidas, etc. Hoy en día se ha limitado su concentración en los derivados por ser dañinos a la salud ya que son cancerígenos. La Imagen 3. 3 muestra algunos ejemplos de hidrocarburos aromáticos.

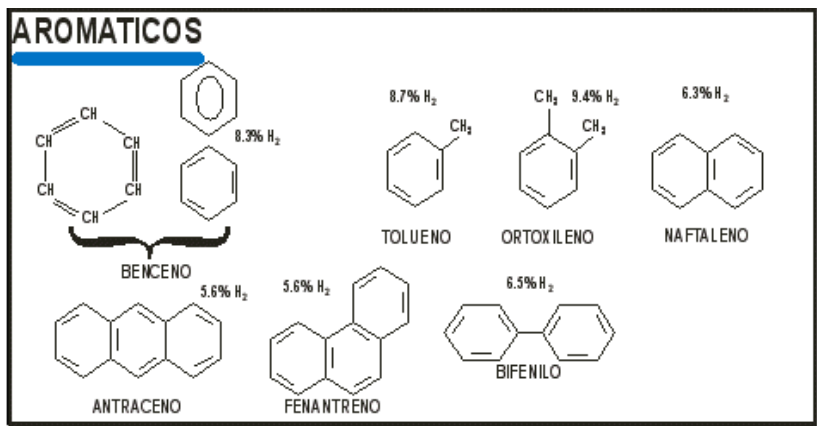


Imagen 3. 3

**Fuente:** Instituto Mexicano del Petróleo.

### 3.1.4 Olefinas

Fórmula general es:  $C_nH_{2n}$

Las olefinas no existen de forma natural en el crudo de petróleo pero se forman durante el proceso. Son muy similares en la estructura a las parafinas, como mínimo dos de los átomos de carbono están unidos por dobles enlaces.

Generalmente las olefinas son indeseables en los productos acabados debido a que los dobles enlaces son reactivos y los compuestos se oxidan y polimerizan más fácilmente.

Durante el proceso se forman también algunas diolefinas (conteniendo dos dobles enlaces), pero reaccionan muy rápidamente con las olefinas para formar polímeros de peso molecular muy alto. La Imagen 3.4 muestra algunos ejemplos de olefinas.

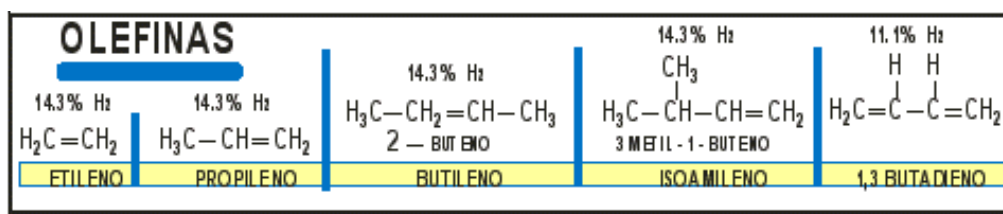


Imagen 3. 4

Fuente: Instituto Mexicano del Petróleo.

## 3.2 Compuestos Distintos De Hidrocarburos

En esta categoría se encuentran las moléculas que además de contener carbono e hidrógeno tienen azufre, oxígeno y nitrógeno.

### 3.2.1 Compuestos De Azufre

El azufre es el heteroátomo más abundante en el crudo de petróleo, su concentración puede variar entre el 0.1 y más del 8% en peso; este contenido está relacionado con la densidad del crudo y, por lo tanto, con su calidad.

El azufre puede estar presente en forma inorgánica: azufre elemental (S), ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ), sulfuro de carbonilo (COS), o formando parte de moléculas orgánicas tales como:

- Los sulfuros, intercalándose en una cadena saturada o como sulfuros cíclicos teniendo 4 o 5 átomos de carbono en el ciclo. Por ejemplo el propil pentil sulfuro  $CH_3-CH_2-CH_2-S-(CH_2)_4-CH_3$ .
- Los disulfuros, están presentes sobre todo en las fracciones ligeras. Su formula general es  $R-S-S-R'$ .
- Los tioles o mercaptanos, se encuentran en las fracciones de bajo punto de ebullición, en los que el hidrógeno ligado al azufre tiene carácter ácido. Su formula general es  $C_nH_{2n-1}SH$ .
- Los tiofenos y sus derivados, presentes sobre todo a partir de un punto de ebullición de  $250\text{ }^\circ\text{C}$ , constituyen un grupo importante de compuestos sulfurados. En estos el azufre se inserta en ciclos aromáticos.

La Imagen 3. 5 muestra algunos ejemplos de compuestos de azufre.

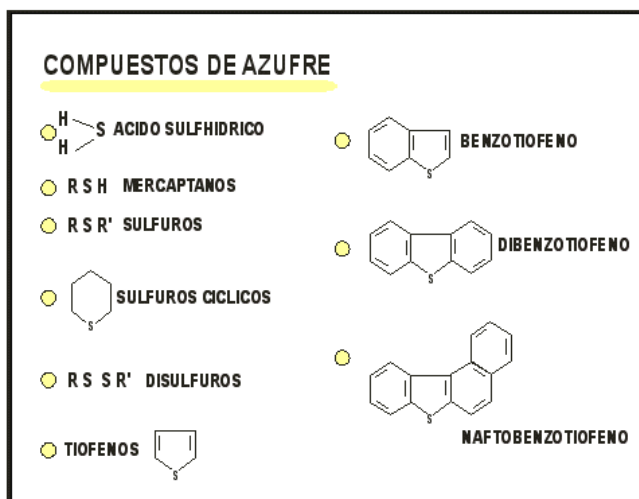


Imagen 3. 5

**Fuente:** Instituto Mexicano del Petróleo.

El conocimiento de estos productos es importante ya que son nocivos por varios motivos: su olor desagradable, producción de  $SO_2$  en la combustión, envenenamiento de catalizadores.

Muchos de los procesos de refino tienen como finalidad la eliminación de las moléculas sulfuradas.

### 3.2.2 Compuestos Oxigenados

Generalmente los crudos contienen menos oxígeno que azufre, pese a lo cual puede tener un papel nada desdeñable; en particular es el responsable de la acidez de los crudos. El oxígeno se encuentra en los siguientes compuestos:

- Los fenoles, formados por la sustitución de  $n$  hidrógeno de un anillo aromático por un hidroxilo (OH).
- Los furanos y benzofuranos en los que un anillo oxigenado está condensado con uno o varios anillos aromáticos. Dibenzofurano:
- Los ácidos carboxílicos: R-COOH. Los compuestos R pueden ser un radical alquilo, un anillo aromático o un anillo saturado. En este último caso se trata de ácidos nafténicos, en los que el grupo carboxilo está unido a un grupo ciclopentano o ciclohexano.
- Los ésteres: R-COO-R'. Donde R y R' son radicales alquilos o aromáticos.

En la Imagen 3. 6 muestra algunos ejemplos de compuestos oxigenados.

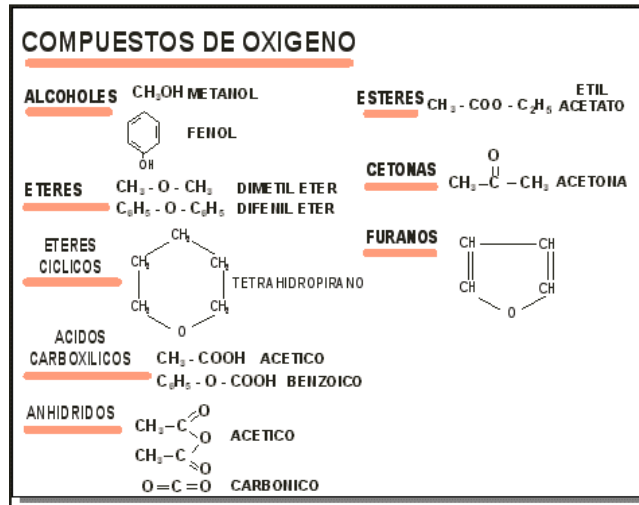


Imagen 3. 6

Fuente: Instituto Mexicano del Petróleo.

### 3.2.3 Compuestos Nitrogenados

En los crudos de petróleo, el nitrógeno se encuentra principalmente en las fracciones de punto de ebullición superior a 250 °C, estando especialmente concentrado en las resinas y asfaltenos. El nitrógeno se encuentra bajo las siguientes formas:

- Amidas, tanto saturadas como aromáticas.
- Aminas
- Carbazoles, en los que un anillo nitrogenado está condensado a uno o varios aromáticos (estos compuestos son neutros).
- Piridinas (nitrógeno básico). El nitrógeno está incorporado en un anillo hexagonal con tres dobles enlaces. Los compuestos de esta familia son los que pueden dar un carácter básico a los productos petrolíferos siendo un veneno para los catalizadoras ácidos.

Después de ciertos procesos de refino como el craqueo catalítico, se puede encontrar una cierta concentración de nitrógeno en los cortes ligeros deteriorando su calidad, provocando inestabilidad en el almacenamiento, coloración parda o formación de gomas. En la Imagen 3. 7 se muestra algunos ejemplos de compuestos nitrogenados.

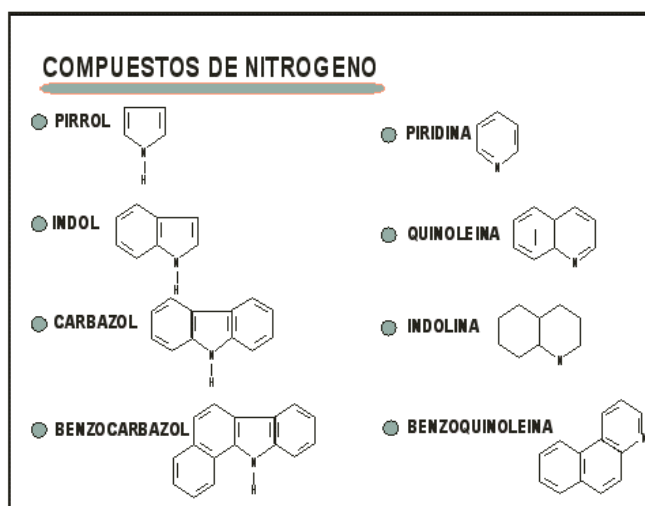


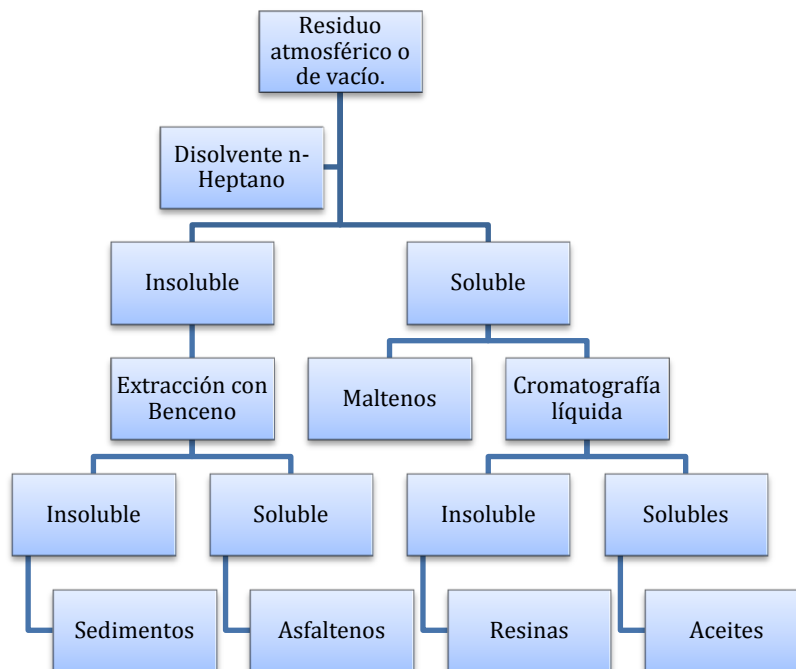
Imagen 3. 7

Fuente: Instituto Mexicano del Petróleo.



### 3.3 Compuestos Indefinidos Químicamente

No es posible aislar y caracterizar perfectamente las moléculas presentes en las fracciones más pesadas de los petróleos crudos. A la vista de esta imposibilidad, se separa estas fracciones pesadas en diferentes clases, dando lugar a definiciones puramente operativas y no en términos de estructuras determinadas. En el siguiente esquema se muestra el procedimiento de separación de fracciones pesadas.



#### 3.3.1 Asfaltenos

La estructura elemental de los asfaltenos es muy variada y depende del crudo del cual provienen.

Están constituidos por una acumulación de láminas poliaromáticas condensadas, unidas por cadenas saturadas.

La operación industrial de eliminación de asfaltenos de un aceite se realiza con propano o butano. La utilización de una parafina más ligera hace que las parafinas más pesadas precipiten también, disminuyendo de esta forma el carácter aromático de dichos asfaltenos. El aceite separado de su fracción

asfáltica, se llama aceite desasfaltado, y la parte precipitada se llama, por lo tanto asfalto.

En general, se considera que la estructura de los asfaltenos consiste en un núcleo aromático condensado con cadenas alquílicas laterales y heteroátomos incorporados en muchas de las estructuras cíclicas; el sistema aromático condensado puede tener desde 4 hasta 20 anillos bencénicos. En la Imagen 3. 8 se encuentran un ejemplo de su estructura.

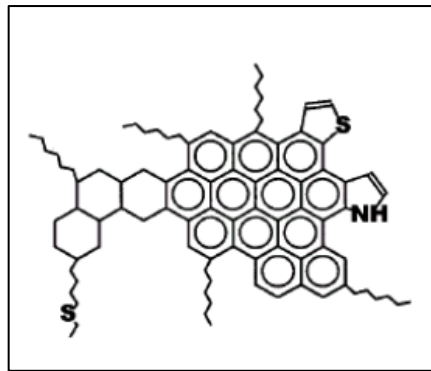


Imagen 3. 8

**Fuente:** Speight J., "Characterization of Heavy Crude Oils and Petroleum Residues,"

Los asfaltenos se obtienen por precipitación con n-heptano y con n-pentano, y su rendimiento depende de esto. Al eliminar o al convertir los productos pesados en productos más ligeros provocan problemas de contaminación (azufre y nitrógeno), de envenenamiento de catalizadores y de corrosión. En la Imagen 3. 9 se muestra gráficamente las principales características de las fracciones asfálticas de C<sub>5</sub> (precipitados con n-pentano) y C<sub>7</sub> (precipitados con n-heptano) y su relación con el peso molecular.

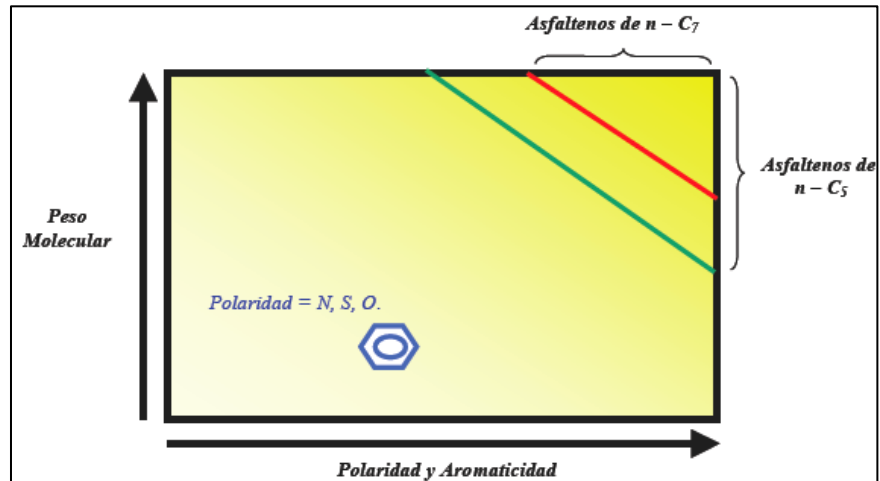


Imagen 3. 9

**Fuente:** Speight J., "Characterization of Heavy Crude Oils and Petroleum Residues,"

Es directamente proporcional el peso molecular de los asfaltenos con respecto a la aromaticidad y el número de heteroátomos, por otro lado la propiedad polar de los asfaltenos limita la extracción y en el curso de ésta los asfaltenos pueden precipitar, obturando tuberías. Los asfaltenos son responsables, en parte, de los elevados valores de densidad y viscosidad de los crudos pesados, dando lugar a difíciles problemas de transporte.

### 3.3.2 Resinas

Al someter los maltenos a una cromatografía líquida, los productos separados con los disolventes más polares se llaman resinas. Por lo tanto su composición depende del método utilizado.

Las resinas suelen ser moléculas poliméricas grandes y complejas con estructura no cristalina y sin punto de fusión distintivo u otras propiedades definidas y tienen baja solubilidad. Las resinas se utilizan como aditivos para mejorar el revoque de filtración, proporcionar lubricidad.

### 3.4 Tipos De Crudo

Las curvas de destilación TBP (true boiling point, temperatura de ebullición) distinguen a los diferentes tipos de petróleo y definen los rendimientos que se pueden obtener de los productos por separación directa.

En la industria mundial de hidrocarburos líquidos se clasifica en petróleo de acuerdo con su densidad API (parámetro internacional del Instituto Americano del Petróleo, que diferencia las calidades del crudo).

Aceite crudo	Densidad (g/cm <sup>3</sup> )	Densidad Grados API
<b>Extra Pesado</b>	> 1.00	10.0
<b>Pesado</b>	1.00 – 0.92	10.0 – 22.3
<b>Mediano</b>	0.92 – 0.87	22.3 – 31.1
<b>Ligero</b>	0.87 – 0.83	31.1 – 39
<b>Súper Ligero</b>	<0.83	39

Tabla 3. 2

**Fuente:** Instituto Mexicano del Petróleo

México produce tres tipos de crudo: el Maya-22 pesado, que constituye casi la mitad del total de la producción; el Istmo-34, ligero, bajo en azufre, que representa casi un tercio del total de la producción; y el Olmeca-39, extra ligero, aproximadamente la quinta parte del total de la producción. Las características de estos tres tipos de crudo son:

- Istmo  
Ligero con densidad de 33.6 grados API y 1.3% de azufre en peso.
- Maya  
Pesado con densidad de 22 grados API y 3.3% de azufre en peso.

- Olmeca  
Súper ligero con densidad de 39.3 grados de API y 0.8% de azufre en peso.

### 3.5 Caracterización Básica

Sobre el crudo se realizan pruebas analíticas relativamente sencillas y los resultados de las mismas se utilizan junto con correlaciones empíricas para la evaluación del crudo de petróleo como materia prima de la refinería en particular. Cada crudo se compara con las otras materias primas disponibles y, basándose en la realización del producto se le asigna un valor.

#### 3.5.1 Densidad °API

La densidad de los aceites de petróleo se expresa en términos de densidad API, se relaciona con el peso específico de tal manera que un incremento de la densidad API corresponde a un descenso en el peso específico. Las unidades de densidad API son °API y como se menciono, se define a partir del peso específico o de la densidad relativa (Ecuación 3. 1).

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{Peso\ Específico} - 131.5$$

**Ecuación 3. 1**

Tanto el peso específico y la densidad API, se refieren al peso por unidad de volumen a 60 °F. El peso específico de los crudos de petróleo puede variar desde menos de 10 °API, que son los crudos extra pesados en el mercado, a más de 50 °API pero la mayoría de los crudos se hallan comprendidos en el intervalo de 20 a 45 °API.

La densidad API da una idea de la composición de un crudo, esté será más ligero cuanto mayor sea su °API, con mayor proporción de hidrocarburos ligeros,

y por lo tanto más favorable para la obtención productos destilados de mayor valor añadido como gasolinas y gasóleos mediante un esquema de refinación simple; mientras que un crudo con menor °API, es más pesado, necesitará de un esquema de refinación más complejo que incluya procesos de conversión para obtener los mismos destilados.

La determinación de la densidad se realiza mediante el ensayo normalizado ASTM-D1298 *“Test Method for Density, Relative Density (Specific Gravity) or API Gravity of Crude Petroleum and Liquid Petroleum Products by Hydrometer Method”* o norma equivalente. La norma ASTM D 5002 *“Test Method for Density and Relative Density of Crude Oil by Digital Analyzer”* permite su determinación mediante un densímetro digital

### **3.5.2 Contenido En Azufre**

El contenido en azufre de un crudo es un factor importante, ya que se trasladaría casi en su totalidad a los productos de refinación, que están sometidos a fuertes restricciones de calidad respecto a su contenido. Será necesario eliminarlo de forma adecuada mediante una serie de procesos industriales que encarecen la operación, por esta razón, los crudos de bajo azufre necesitarán unos procesos más suaves, y normalmente su valoración en el mercado será superior a los de alto azufre.

El azufre puede presentarse como azufre elemental, ácido sulfhídrico o sulfuro de carbonilo, que se encuentran disueltos en el crudo; también puede encontrarse formando parte de compuestos hidrocarbonados como mercaptanos, sulfuros, tiofenos y benzotiofenos polisustituidos.

El contenido en azufre depende del origen y antigüedad del crudo; los hay con un contenido muy bajo, con valores del orden del 0.1% en peso, hasta con valores superiores al 6.0% en peso.

### 3.2.3 Curva De Destilación TBP

Siendo un crudo una mezcla física de hidrocarburos de diferentes puntos de ebullición, la manera más simple de aprovechamiento será su separación por destilación en cortes o fracciones de diferente intervalo de ebullición y con diferente aplicación.

El conocimiento previo de los rendimientos que se obtendrán en estas fracciones mediante una destilación en condiciones atmosféricas y a vacío permitirá diferenciar entre sí a los crudos. A nivel de laboratorio se determina la denominada curva TBP (*True Boiling Point*).

Esté método se aplica a los crudos de petróleo estabilizados (desbutanizados) pero puede aplicarse también a cualquier mezcla de fracciones petrolíferas salvo a los gases licuados del petróleo, naftas muy ligeras y a las fracciones que posean un punto inicial de ebullición superior a los 400 ° C.

Este tipo de destilación se puede realizar mediante el ensayo normalizado ASTM D2892 "*Test Method for Distillation of Crude Petroleum (15 Theoretical Plate Column)*", el cual corresponde a una técnica de laboratorio, definida por una columna de 15 a 18 platos teóricos con una relación de reflujo de 5:1 y representa el volumen de líquido recogido en función de la temperatura de destilación en una columna estándar predefinida, a presión atmosférica hasta una temperatura en el matraz de destilación de 320 a 340 °C, temperatura en la que en condiciones descritas puede empezar a aparecer la descomposición térmica de las moléculas más pesadas.

El equipo permite la destilación a presión atmosférica y a presión reducida (hasta de 2 mm de Hg).

En efecto si se sobrepasa la temperatura de 340 °C en el matraz de destilación se produce un craqueo térmico del residuo. Si se detienen en este punto la destilación, el residuo contenido en el matraz constituye el residuo atmosférico. Para poder continuar la destilación, ha de hacerse bajo vacío, lo que permite reducir la temperatura en el matraz.

La destilación se continúa hasta un punto de ebullición correspondiente a 535 °C, si la operación se hubiese realizado a presión atmosférica. El residuo del matraz constituye el residuo de vacío (RV).

En la práctica la destilación se lleva a cabo en columnas discontinuas en las que una muestra relativamente con gran cantidad de crudo, de 1 a 30 litros, se somete a destilación en tres secuencias, primero a presión atmosférica hasta una temperatura en cabeza de columna de 200 °C, en segundo lugar a un vacío de 40 – 100 mm Hg hasta los 300 °C en cabeza de columna, y en tercer lugar a un vacío entre 1 y 2 mm Hg hasta una temperatura en cabeza de 400 °C. El producto condensado se recoge en recipientes de un determinado volumen, el número variará según el número de puntos deseado, y se va anotando los volúmenes recogidos a la temperatura de condensación en cabeza de columna corregida a presión atmosférica, con lo que la temperatura de condensación irá aumentando a medida que van destilando los hidrocarburos más pesados. A medida que aumenta la temperatura puede ocurrir que se produzca la descomposición térmica del crudo remanente, por esta razón se debe mantener la temperatura del matraz entre 320 y 340 °C. A la parte de crudo no destilado en estas condiciones se le denomina residuo atmosférico.

El residuo atmosférico se destila a vacío, entre 1 y 2 mm Hg, de forma que sin superar la temperatura del vapor, los 400 °C, es posible llegar a temperaturas equivalentes a presión atmosférica entre 560 y 580 °C sin descomposición térmica.

En la destilación a vacío siempre queda un residuo: el producto que no ha destilado a las temperaturas antes indicadas y que constituye el denominado anteriormente, residuo de vacío.

La destilación permite:

- Recoger los gases licuados, los cortes de destilación y un residuo.
- La determinación de los rendimientos de los cortes a la vez en peso y en volumen.



- El trazado de una curva de destilación representado la temperatura en función del % en peso o en % en volumen recogido.

Existe un método más sencillo que constituye la Norma ASTM D1160 “Test Method for Distillation of Petroleum Products at Reduced Pressure” que permite trabajar a presiones de 1 mm Hg; ambas normas proporcionan las tablas necesarias para el paso de las temperaturas de destilación a determinadas condiciones de vacío a las equivalentes a presión atmosférica.

Utilizando un sistema de cálculo adecuado se integran las dos curvas obtenidas: La atmosférica y la de vacío, en una sola curva TBP.

A partir de la curva TBP se pueden determinar valores medios representativos del punto de ebullición de la fracción como:

VABP “*volumen average boiling point*”

Está definido por dos expresiones según se trate de productos destilados, crudos o residuos en los que la destilación no puede ser completa. En el primer caso, fracciones de petróleo en las que se a podido determinar la curva TBP completa, la expresión se representa en la Ecuación 3. 2:

$$VABP = \frac{t_o + 4t_{50} + t_{100}}{6}$$

**Ecuación 3. 2**

Donde

$t_o$ : temperatura del punto inicial de destilación.

$t_{50}$ : temperatura del 50% de destilado.

$t_{100}$ : temperatura de punto final de destilación.

En el segundo caso, crudos o residuos en los que no se puede determinar la curva completa, ya que existirá siempre un residuo no destilable:

$$VABP = \frac{t_o + 4t_{50} + t_{80}}{3}$$

### Ecuación 3. 3

Donde

$t_o$ : temperatura del punto inicial de destilación.

$t_{50}$ : temperatura del 50% de destilado.

$t_{100}$ : temperatura 80% de destilado.

Si la curva de destilación se representa, no en función del porcentaje en volumen destilado, sino en el porcentaje en peso destilado o en el porcentaje molar, se puede definir en la misma forma el WABP “weight average boiling point” y el MABP “molar average boiling point”.

#### *Pendiente de la curva de destilación*

Partiendo de los datos TBP, viene definida por la Ecuación 3. 4:

$$s = \frac{t_{70} - t_{10}}{60}$$

### Ecuación 3. 4

Donde

$t_{70}$ : temperatura del 70% destilado

$t_{10}$ : temperatura del 10% destilado

MEABP *Mean average boiling point*

Con los datos de VABP y la pendiente se puede calcular el Mean Average Boiling Point mediante las correlaciones de Maxwell, que determina para una pendiente y un VABP determinado el incremento a añadir al VABP para transformarlo en el MEABP. En la Imagen 3. 10 se muestra la grafica, la cual permite obtener el valor de MEABP a partir del VABP y de la pendiente de la curva de destilación TBP en °F. De la misma forma se puede calcular el WABP, *Weight Average Boiling Point*, y el MABP, *Molar Average Boiling Point*.

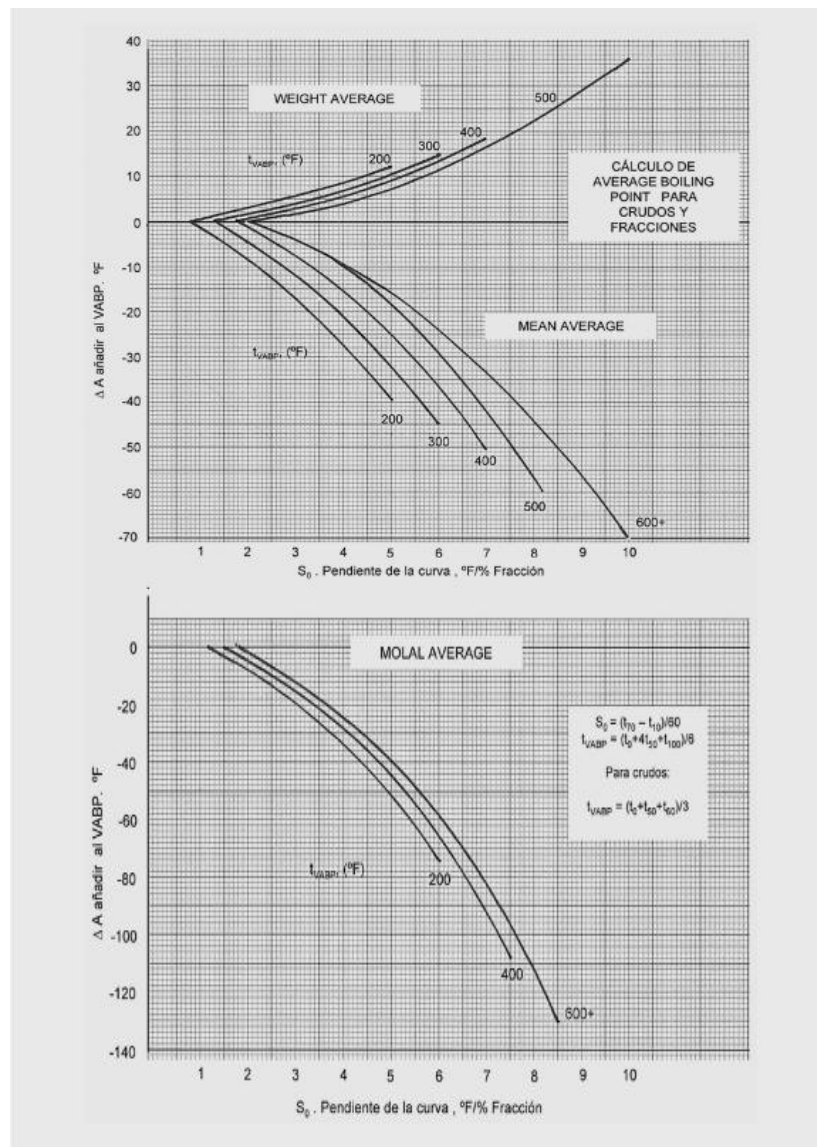


Imagen 3. 10

Fuente: J. B. Maxwell. Data Book on Hydrocarbons.

### 3.5.4 Punto De Fluides

El punto de fluides es un indicador aproximado de la parafinidad y aromaticidad relativa del crudo. El punto de fluides más bajo corresponde a un mínimo contenido en parafinas y a un máximo en aromáticos.

### 3.5.5 Residuo De Carbón

El residuo de carbón se determina por destilación a un coque residual en ausencia de aire. El residuo de carbón se relaciona aproximadamente con el contenido asfáltico del crudo y con la fracción de aceite lubricante que puede recuperarse. En la mayoría de los casos cuanto menor es el contenido en carbón mas valioso es el crudo.

### 3.5.6 Contenido En Sales

Si el contenido en sales del crudo, cuando se expresa como NaCl, es mayor que 10 lb/1000 lb., generalmente es necesario desalar el crudo antes de su procesado. Si no se elimina la sal, pueden encontrarse problemas serios de corrosión.

### 3.5.7 Factores De Caracterización

Existen varias correlaciones entre el rendimiento, la parafinidad y aromaticidad del crudo de petróleo, pero los utilizados más ampliamente son el UOP o "Factor de Caracterización Watson" ( $K_w$ ), Ecuación 3. 5 y el "Índice de correlación" del U.S. Bureau of Mines (IC), Ecuación 3. 6

$$K_w = \frac{(T_B^{\frac{1}{3}})}{G}$$

Ecuación 3. 5

$$IC = \frac{87552}{T_B} + 473.7G - 456.8$$

Ecuación 3. 6

Donde:

$T_B$ : punto de ebullición medio, °R

G: peso específico a 60 °F

El factor de caracterización Watson está comprendido entre menos de 10 para materias altamente aromáticas hasta casi 15 para compuestos altamente parafínicos. Los crudos de petróleo presentan un intervalo más estrecho para  $K_w$  y varían desde 10.5 para crudos altamente nafténicos hasta 12.9 para crudos de base parafínica.

El índice de correlación es útil en la evaluación de las fracciones individuales procedentes del crudo de petróleo. La escala del IC se basa en las parafinas de cadena final que poseen un valor para el IC de 0, y en el benceno que posee un valor para el IC de 100. Los valores del IC no son cuantitativos, pero un valor más bajo de IC hace más alta la concentración de hidrocarburos parafínicos en la fracción, y cuanto mayor sea el valor del IC mayores son las concentraciones de naftenos y aromáticos.

# CAPITULO IV

## 4. Esquema Global de una Refinería

El objetivo principal de una refinería es transformar el crudo de petróleo en productos derivados que satisfagan a la sociedad, es decir realizar una conversión de energía primaria a energía secundaria, por medio de procesos de destilación atmosférica, destilación de vacío, hidrotratamientos, craqueo catalítico, reducción de viscosidad, alquilación y reformación catalítica.

En la Imagen 4.1 se muestra la secuencia de los procesos en una refinería moderna.

El crudo de petróleo se calienta y se carga a una columna de destilación que opera a presión atmosférica, donde se separa en: nafta, destilados medios, gasóleo atmosférico ligero y gasóleo atmosférico pesado.

El residuo primario se envía a la torre de vacío y se separa en una corriente superior de gasóleo de vacío y residuo de vacío.

El residuo de vacío se craquea térmicamente en un coquizador retardado para producir: gasolina coquizada, nafta, destilados medios y coque.

Los gasóleos provenientes de las unidades de destilación atmosférica, a vacío y el gasóleo procedente del coquizador retardado se utilizan como alimentación

para las unidades de craqueo catalítico. Estas unidades rompen las moléculas pesadas en compuestos que hierven en el intervalo de la gasolina.

Los productos procedentes del craqueo con hidrógeno son saturados, los productos insaturados del craqueo catalítico se saturan y su calidad se mejora mediante reformado catalítico o hidrogenación.

Las corrientes de gasolina del proceso de destilación atmosférica y del coquizador retardado, pasan por el hidrotratamiento, el cual estabiliza catalíticamente los petrolíferos, además de eliminar componentes contaminantes, los hace reaccionar con hidrógeno a altas temperaturas, en presencia de diversos catalizadores, posteriormente se alimentan a un reformador, con el fin de mejorar su número de octano modificando su estructura molecular.

Los productos de reformador se mezclan para formar gasolinas.

Las corrientes de gas húmedo de la unidad de crudo, del coquizador retardado y de las unidades de craqueo catalítico, se fraccionan en la sección de estabilización, obteniendo gas combustible, gas licuado de petróleo (LPG), hidrocarburos insaturados (propileno, butilenos y pentenos), n-butano e isobutano . El gas combustible se quema en los hornos de la refinería y el n-butano se mezcla para formar gasolina o LPG.

Los hidrocarburos insaturados y el isobutano, que provienen del craqueo catalítico se mandan a las unidades de alquilación para su procesado, la cual utiliza ácido sulfúrico como catalizador de la reacción de las olefinas con el isobutano, para formar isoparafinas que hierven en el intervalo de la gasolina. El producto denominado alquilato, con un alto contenido en octanaje, se mezcla con las gasolinas especiales para automóviles y combustible de aviación (turbosina).

Los destilados medios de la sección de destilación atmosférica y de las unidades de craqueo catalítico pasan por el proceso de hidrotratamiento, posteriormente se mezclan con los combustibles diesel y combustibles para calefacción.

En algunas refinerías, el gasóleo pesado de vacío y el residuo de vacío procedente del crudo de base parafínica, se procesan para la obtención de aceites lubricantes.

Después de eliminados los asfaltenos en el desfaltador con propano, el residuo de vacío se procesan con los gasóleos pesados de vacío en una operación por bloques para producir materias base para aceites lubricantes.

Los gasóleos pesados de vacío y desfaltados obtenidos, se tratan en primer lugar mediante extracción con disolventes, para eliminar los compuestos aromáticos pesados, siendo después desparafinados para mejorar el punto de fluidez.

Los residuos de vacío son enviados al viscorreductor con el fin de obtener hidrocarburos de bajo peso molecular como gasolina, nafta, destilados medios y fuel oil.

Por otra parte en la Tabla 4.1 se pueden observar los diferentes procesos que se llevan a cabo en una Refinería.

Sin embargo cada refinería posee su propio y único esquema del proceso, el cual está determinado por el equipo disponible, costes de operación y demanda de producto. El modelo óptimo de flujo para una refinería viene dictaminado por consideraciones económicas y no hay dos refinerías que sean idénticas en sus operaciones.



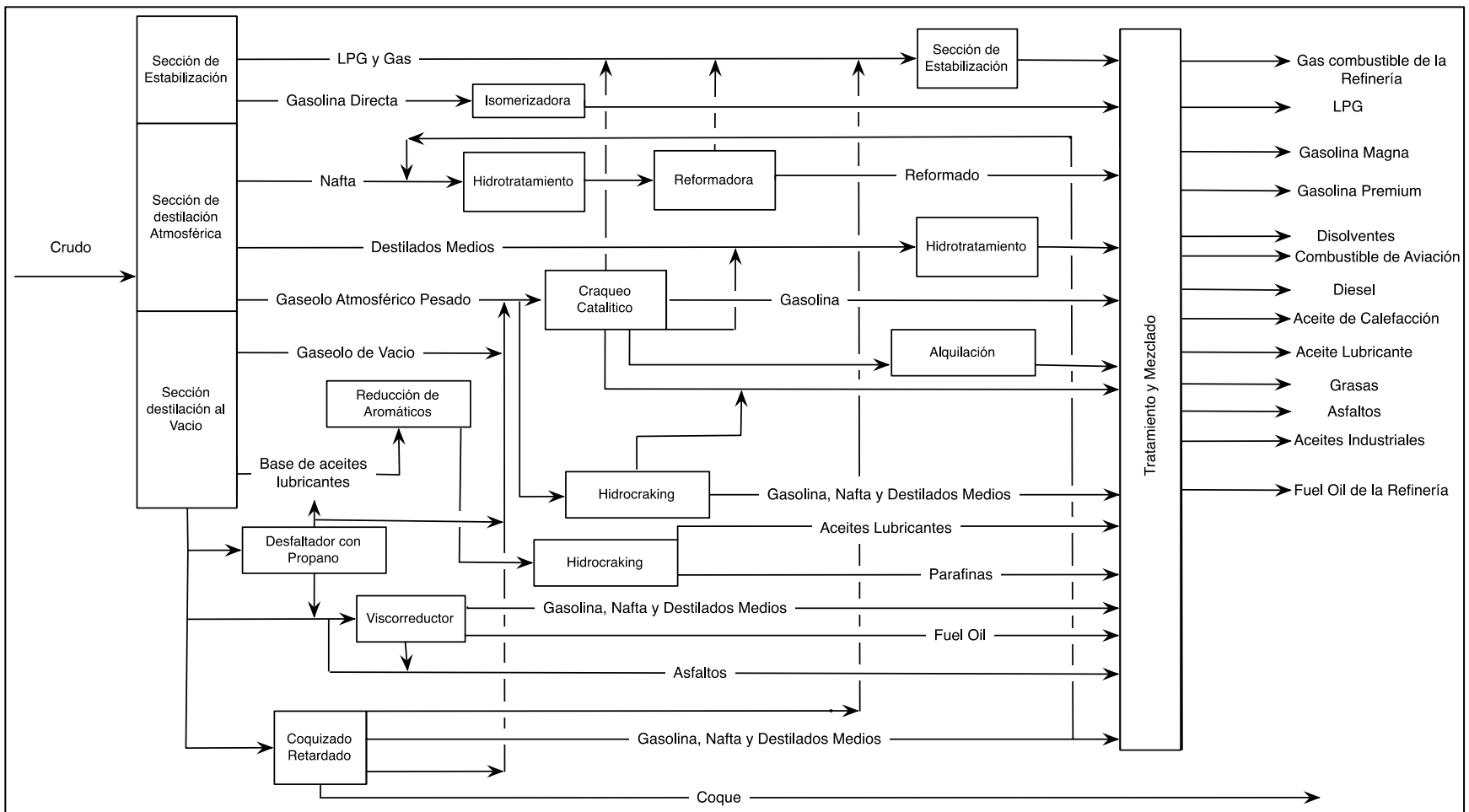


Imagen 4. 11

Fuente: B. Maxwell. Data Book on Hydrocarbons

Proceso	Planta
<b>Fraccionamiento</b>	Destilación del Petróleo
	Separación de componentes ligeros
<b>Tratamiento</b>	Hidrotratamiento
	Tratamiento con amina, edulzamiento, etc.
<b>Procesos para obtener la rentabilidad económica de la Refinería</b>	FCC
	Hidrocraqueo
	Coquización
	Reductora de viscosidad
<b>Procesos para obtener el balance de octano en la producción de gasolinas</b>	Reformado catalítico
	Alquilación
	Isomerización
	MTBE
	TAME

Tabla 4. 1

## 5. Descripción De La Destilación Del Crudo Con Tecnología De Foster Wheeler

El objetivo de este proceso es separar y recuperar las fracciones más ligeras del crudo como la nafta y los destilados medios. Por otra parte el proceso de vacío del crudo tiene la finalidad de incrementar la producción de destilados líquidos y de residuo pesad, ya que si fuera destilado a presión atmosférica sufriría descomposición térmica.

El proceso de destilación del crudo aplicando la tecnología de Foster Wheeler se puede observar en la Imagen 5. 1, se percibe que la carga de crudo es precalentada (1) y luego se realiza el desalado de esté (2), con el fin de ahorrar energía se aumenta la temperatura con un tren de calentamiento (3) y posteriormente pasa a un calentador de fuego directo (4), en esté punto la temperatura es del orden de  $234^{\circ}\text{C}$  a la entrada mientras que a la salida el orden va de  $357^{\circ}\text{C}$  a  $385^{\circ}\text{C}$ . En estas condiciones entra a la torre de destilación (5), donde la nafta ligera se extrae de la cabeza de la torre, mientras que la nafta pesada, el keroseno y el diesel se extrae de la parte lateral de la torre, está cuenta con reflujo externo (7-10) y se realiza por medio de bombas.

El residuo atmosférico es enviado a un calentador de fuego directo (11) donde el orden de temperatura a la salida va de los  $385^{\circ}\text{C}$  a los  $413^{\circ}\text{C}$ . Esta corriente es la alimentación de la torre de vacío (12) donde el destilado es

condensado en dos secciones de salida, y dos secundarias, estas últimas son combinadas para ser parte de la alimentación del craqueo.

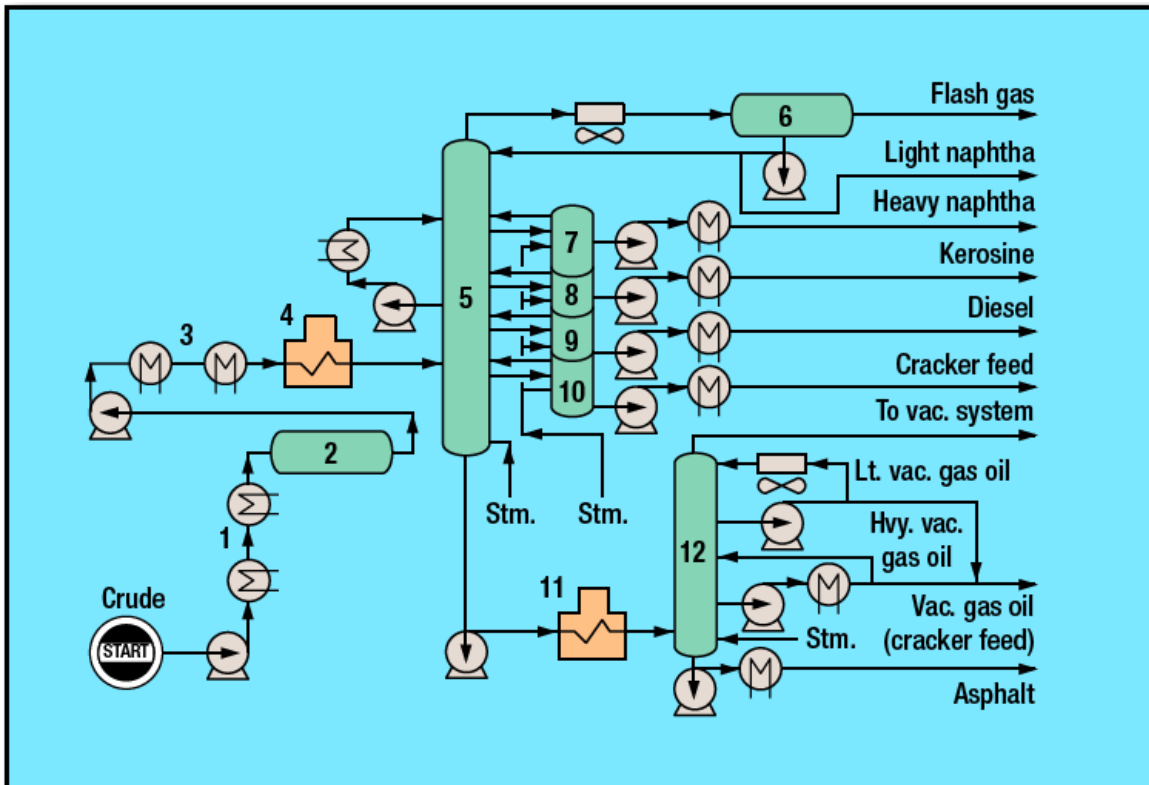


Imagen 5. 1

Fuente: Hydrocarbon Processing. 2008 Refining Processes Handbook.

## 5.1 Pre calentamiento Del Crudo

Este calentamiento se lleva a cabo a través de intercambiadores de calor, el crudo circula por el lado de los tubos y gradualmente va ganando temperatura.

El crudo llega al límite de batería a una temperatura menor a 30 °C y es bombeado hasta llegar al primer intercambiador de calor. En esta primera parte del pre calentamiento llega hasta una temperatura de 130 °C la cual finaliza en la alimentación de las desaladoras.

Por otra parte el pre calentamiento se efectúa mediante el aprovechamiento de las corrientes de productos de la Torre Atmosférica, los reflujo de la misma y las corrientes de residuo de vacío, y recirculación de gasóleo pesado y ligero de vacío, así como de la Torre de Vacío.

## **5.2 Desalado De Crudo**

Después el crudo es alimentado a las desaladoras que tienen como objetivo eliminar las sales como cloruro de sodio (NaCl), cloruro de magnesio (MgCl<sub>2</sub>) y cloruro de calcio (CaCl<sub>2</sub>).

A la corriente de crudo se le inyecta agua desflemada proveniente de la planta tratadora de aguas amargas y condensado aceitoso el cual se obtiene del sistema de eyectores de la sección de vacío, esta mezcla de agua se bombea y se mezcla con el crudo.

Esta agua ayuda a remover sólido en suspensión, estabilizar las gotas de agua residual y disolver las sales.

La mezcla entra a la desaladora por la parte baja a través de un difusor interno, las desaladoras trabajan a temperatura altas esto es para ayudar a la separación de agua y sales, disminuyendo la viscosidad del crudo.

La agua que sale de las desaladoras se recircula inyectándola al crudo.

## **5.3 Precalentamiento De Crudo Desalado**

Al igual que el primer tren de precalentamiento, se pretende aumentar gradualmente la temperatura hasta 234 ° C, con los intercambiadores y las corrientes que vienen de la torre de vacío para aprovechar ese calor, también participan algunas corrientes de la sección de destilación atmosférica.

## **5.4 Calentador A Fuego Directo**

Los calentadores de fuego directo tienen como objetivo subir la temperatura del crudo para alimentarlo a la torre de destilación atmosférica y de vacío.

Los calentadores se dividen en dos zonas por donde pasan los tubos o los serpentines con el producto donde se lleva a cabo el intercambio de calor, la parte baja donde se encuentran los quemadores es la zona de radiación, y la parte superior por donde ascienden los gases calientes es la zona de convección, se puede observar las diferentes zonas con las que cuenta un calentador a fuego directo en la Imagen 5. 2.

Como medida de seguridad los calentadores no deben de rebasar los 500 ° C.

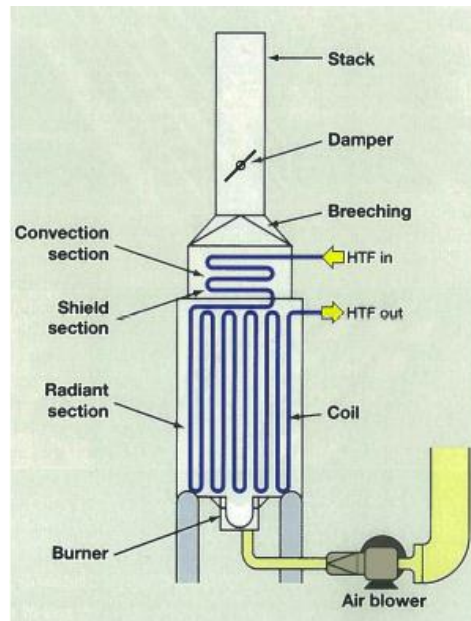


Imagen 5. 2

Fuente: Bishop & Hamilton, Petroleum Technology Quarterly.

#### 5.4.1 Calentadores A Fuego Directo Del Crudo

Son de tipo cilíndrico. Este tipo de quemador es de tecnología de etapas de aire, para el control de emisiones de NO<sub>x</sub>, el quemador cuenta con tres compuertas, una para aire primario utilizada para arranque y estabilización de flama, la otra compuerta es para aire secundario, que combinado con el aire primario proporciona una zona reductora de alta temperatura y proporciona un 70% del aire estequiométrico y la mampara del aire terciario el cual completa el aire estequiométrico y proporciona el exceso para control de emisiones NO<sub>x</sub>.

La carga proveniente del precalentamiento de crudo desalado se alimenta a cada serpentín con los que cuenta el quemador, posteriormente entra en la zona de convección donde los gases de combustión proporcionan el calor para ir subiendo la temperatura del crudo, después pasa a la zona de radiación donde recibe calor del fuego directo de los 12 quemadores de piso, de aquí salen por la parte superior de la parte cilíndrica que suele ser una de las alimentaciones a la torre atmosférica.

Los quemadores sólo pueden quemar gas o combustóleo, uno a la vez, si es combustóleo el quemador cuenta con una lanza que tiene tubos concéntricos

por donde circula vapor por el tubo de afuera y el combustóleo por dentro, el vapor es alimentado para atomizar el combustóleo y pueda quemarse en su totalidad una vez que sale como pequeñas gotas. El combustóleo actualmente se usa muy poco. Si es gas se tiene un cabezal donde salen 4 disparos para cada una de las lanzas donde se quema el gas con una tapa perforada en la punta en forma de ficha.

En los calentadores cuentan con un sistema para recalentar vapor que posteriormente será utilizado como vapor de agotamiento tanto como en la torre fraccionadora, como la agotadora. El objetivo de vapor recalentado es que se alimente totalmente seco para que no entre humedad en la torre y en los otros equipos.

Como medida de seguridad los calentadores cuenta con un sistema de vapor contraincendios en caso de que algún tubo se rompa y se presente un incendio en la zona de radiación.

#### **5.4.2 Calentadores A Fuego Directo De Crudo De Residuo.**

Este calentador varia en su forma ya que es de caja en ambas zonas, tanto en radiación como en convección y sólo se puede quemar gas, no combustóleo como es el caso del otro calentador.

El crudo reducido que sale de la torre atmosférica es la alimentación de este calentador a fuego directo. Entra por medio de 4 líneas que son las entradas a cada serpentín. Como medida de seguridad se tienen un serpentín que corta el suministro de gas cuando detecta un nivel bajo de flujo y una alta temperatura.

La temperatura de alimentación a la torre de vacío es de 400 °C, para entrar a esta torre sale por 4 líneas.

### **5.5 Torre Atmosférica**

La torre atmosférica esta compuesta por secciones de platos, el objetivo principal de cada plato es proporcionar una gran superficie de contacto entre las dos fases, es decir entre la fase gaseosa y la fase liquida. Los platos se ponen en contacto con la fase liquida y el gas en contracorriente, por lo que se produce una transferencia de masa causada por el gradiente de concentración.

Del plato 1 al 32 es la zona de rectificación, y del 33 al 36 es la zona de agotamiento. El crudo proviene de los quemadores que se alimenta en dos partes de la torre entre los platos 32.

De la torre atmosférica se extraen 5 corrientes laterales, una corriente es en el domo, otra del residuo por el fondo finalmente las tres restantes son corrientes de reflujo y se utilizan para controlar temperaturas de la torre. Los cortes producidos se muestran en la Tabla 5. 1, mientras que en la Imagen 5. 3 se pueden observar estas fracciones de la torre atmosférica.

No.	Corte	Plato o Zona de Extracción
1	Gasolina	Domo
2	Nafta Pesada	7 ó 9
3	Keroseno	15
4	Gasóleo Ligeró Primario	23
5	Gasóleo Pesado Primario	29
6	Residuo Primario	Fondo

Tabla 5. 1

Por otra parte los 3 reflujo con los que se cuenta se muestran en la Tabla 5. 2:

No.	Corte	Plato ó Zona de Extracción	Plato ó Zona de Retorno
1	Gasolina	Domo	Arriba del plato 1
2	Gasóleo Ligeró Primario	19	17
3	Gasóleo Pesado Primario	27	24

Tabla 5. 2



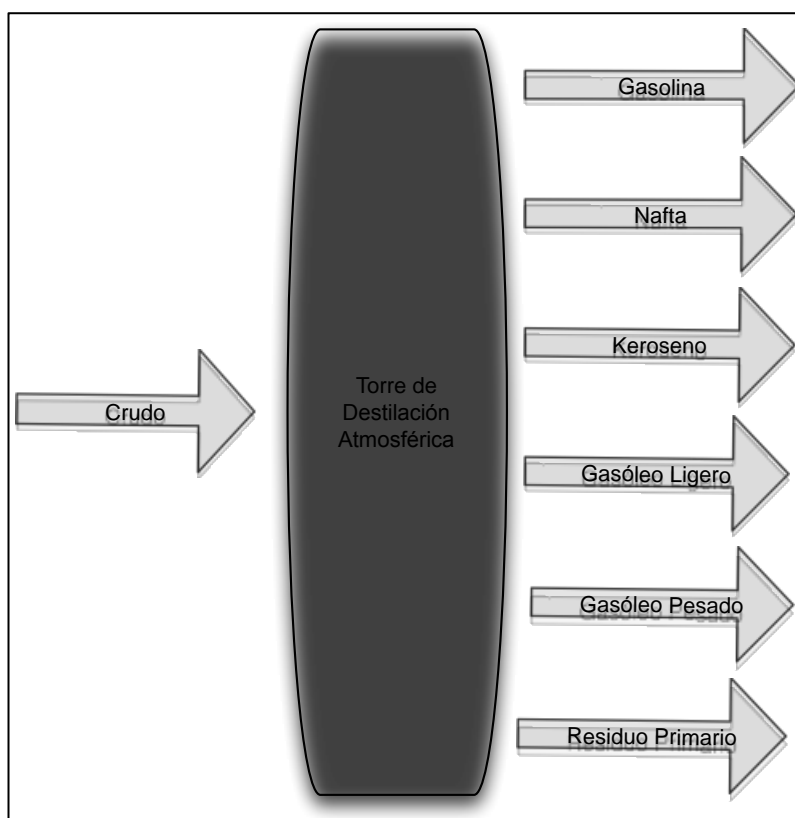


Imagen 5. 3

La corriente de gasolina se le inyecta un inhibidor de corrosión y posteriormente se dirigen al banco de condensadores, y posteriormente al tanque acumulador de gasolina y de reflujo. Este cuenta con una pierna donde separa el agua amarga del proceso y es bombeada hacia la planta de tratamiento de aguas amargas.

La gasolina del tanque acumulador de gasolina y de reflujo tiene dos destinos, uno de ellos es como reflujo al domo y la otra corriente es extraída del tanque, está pasa por un enfriador y posteriormente al tanque coalescedor de gasolina, que de ahí pasará a estabilizarse.

La corriente de nafta pesada sale de la torre agotadora y pasa a enfriarse por medio de un cambiador de calor el fluido frío es agua que va dentro de los tubos, el producto sale a tanques.

La corriente de keroseno, también sale de la torre agotadora y entra para

eliminar los ligeros que serán regresados posteriormente a la torre atmosférica en el plato inmediato superior de donde fue su extracción, una parte del flujo es bombeado y enviado al precalentamiento del crudo.

El gasóleo ligero primario se extrae de la torre atmosférica y entra a la torre agotadora, los ligeros se regresan a la torre atmosférica.

La corriente de gasóleo pesado primario sale de la torre atmosférica que va a la torre agotadora, los ligeros se regresan a la torre atmosférica.

Por otra parte las torres agotadoras son de 4 platos de tipo balastras y están montadas una sobre otra de tal manera que se asemeja una sola torre.

El reflujo intermedio ligero es extraído de la torre atmosférica y va al precalentamiento de la desaladora y regresa a la torre.

Finalmente el residuo de la torre atmosférica pasa a ser la alimentación del segundo calentador a fuego directo de este proceso, el cual ya se describió anteriormente.

## **5.6 Torre De Vacío**

La destilación al Vacío tiene como objetivo recuperar el material destilable del residuo atmosférico, ya que su temperatura de ebullición es alta, la destilación se realiza al vacío con el fin de no sufrir descomposición térmica. Esta se divide en tres secciones, la de gasóleo ligero, gasóleo pesado y finalmente el de lavado. La alimentación de la torre de vacío proviene del calentador de fuego directo.

De la torre de vacío se extrae una corriente de Gasóleo Pesado de Vacío la cual se divide en dos, una constituye la recirculación intermedia a la torre y la otra el producto a límite de batería. La primera de estas tiene la función de precalentar el crudo. La extracción superior de la torre de vacío es la corriente de Gasóleo Ligero de Vacío, la cual se envía a intercambiar calor.

Finalmente el gasóleo producto pasa a enfriarse y posteriormente se envía al límite de batería.

# CAPITULO VI

## 6. Marco Teórico.

La integración de procesos se considera una de las mejores herramientas para la disminución del impacto ambiental, la conservación de los recursos y la reducción del consumo energético de un proceso productivo, ya que toma en cuenta un cambio en una operación unitaria o en una corriente de proceso.

La integración de procesos implica cuatro pasos claves:

1. Descripción explícita del diseño.
2. Definición de los alcances.
3. Generación de alternativas que cumplan los requerimientos mínimos de acuerdo al costo de inversión, operatividad e impacto ambiental.
4. Análisis detallado de las alternativas seleccionadas.

La integración de procesos puede ser clasificada en:

1. Integración másica: Esta proporciona un panorama global del flujo másico del proceso, por lo que se puede identificar las variables claves del proceso, determinar los valores meta y optimizarlos.
2. Integración energética: Genera propuestas de mejora en la distribución, generación e intercambio de energía a través del proceso.

## 6.1 Integración Energética.

Con el fin de analizar la posibilidad de utilizar de forma eficiente el calor de las corrientes de productos provenientes de las torres de destilación y la red de intercambiadores de la planta de Destilación de Crudo es necesario efectuar un estudio de la integración energética actual para proponer mejores redes de intercambio, para lo cual se emplea el uso del simulador Aspen Hysys.

## 6.2 Método Del Punto De Pliegue O Pinch.

En un diseño preliminar de la red de intercambio de calor, la tecnología Pinch permite obtener los valores mínimos para varios parámetros del proceso como los servicios mínimos, nivel de dichos servicios, el número mínimo de unidades de intercambiadores y el área de dichas unidades, lo que proporciona una estimación de los costos de capital.

Por este motivo, la tecnología del Punto de Pliegue o Pinch es útil para obtener información que permita proponer modificaciones y mejoras en esta alternativa de diseño, que afecten a las capas más internas o para comparar varias alternativas sin tener que completar el diseño de cada una de ellas.

El método se basa en detectar, bajo principios termodinámicos, un punto muy crítico para el diseño de la red llamado Punto de Pliegue o Pinch.

Se comienza por ajustar las temperaturas de las corrientes calientes restando a cada una de ellas el valor del  $\Delta T_{\min}$  especificado, así se obtienen los ajustes de las “nuevas” temperaturas. Este ajuste se realiza solo a las temperaturas de las corrientes calientes, las temperaturas de las corrientes frías, permanecen inalteradas.

Con referencia a las temperaturas ajustadas, se establece el orden decreciente, (los valores duplicados no se toman en cuenta), para cada temperatura, se efectúa un balance de entalpia, dado por la ecuación 6.1.

$$\Delta H_i = (\sum W C p_{caliente} - \sum W C p_{fría})(T_i - T_{i+1})$$

Ecuación 6. 1

Al tener los balances para cada intervalo de temperatura se procede a formar una cascada de calor que vaya desde  $T_i$  hasta  $T_{i+1}$ , si no se tiene una fuente de calor externa se puede concluir que  $Q_h = Q_1 = 0$ , así podemos evaluar la cantidad de calor que fluye desde una nivel de temperatura  $T_i$  hasta un nivel  $T_{i+1}$  mediante el siguiente balance:

$$Q_{i+1} = Q_i + \Delta H_i$$

#### Ecuación 6. 2

El flujo de calor que sea igual a cero proporciona un punto crítico para el diseño de la red, este punto se le conoce como punto de pliegue.

El punto de pliegue divide a la red en dos zonas, y los siguientes criterios son esenciales para obtener la red que se busca:

- a) No transferir calor a través del punto de pliegue.

Cualquier cantidad que se transfiera debe satisfacer un balance global de energía, lo cual implica que el consumo de servicios va a exceder a los requerimientos mínimos, tanto de calentamiento como de enfriamiento, en una cantidad equivalente ala que se transfiere a través del punto de pliegue.

- b) No usar calentamiento abajo del punto de pliegue.

Cualquier cantidad que se use en este nivel debe rechazarse eventualmente a una fuente de enfriamiento externa, alterando así el consumo de servicios con respecto a los requerimientos mínimos.

- c) No usar enfriamiento arriba del punto de pliegue.

Cualquier cantidad de enfriamiento que se use arriba del punto de pliegue debe compensarse con una cantidad equivalente de calentamiento.

El requerimiento ahora es el diseño de una red de intercambiadores de calor que cumpla con los requerimientos mínimos de servicios que se estiman.

### 6.3 Curva Compuesta.

Las gráficas temperatura - entalpía son conocidas como curvas compuestas se usan para establecer objetivos energéticos. Las curvas compuestas son perfiles de temperatura (T) y entalpía (H) que muestran la disponibilidad de calor (curva compuesta caliente) y la demanda de éste en el proceso (curva compuesta fría).

En general, cualquier corriente con una capacidad calorífica ( $C_p$ ) se representa en un diagrama T-H mediante una línea recta que va desde la temperatura de entrada a la temperatura de salida. La pendiente de esta línea está determinada por el cambio de temperatura que sufre así como por el cambio de entalpía. Para que exista intercambio de calor, la curva compuesta caliente tiene que estar en una posición en la que siempre se encuentre arriba de la curva compuesta fría.

En las zonas en las cuales las curvas compuestas caliente y fría coinciden, el proceso es autosuficiente para satisfacer los requerimientos de calor, representando la máxima cantidad de energía recuperable del proceso, mientras que las regiones donde las curvas no coinciden, representan la cantidad que debe suministrar por servicios, ya sea de enfriamiento en la parte inferior de la curva o de calentamiento en la parte superior, de manera que se complete la carga térmica del proceso.

Las curvas compuestas se obtienen trazando en cada intervalo de temperatura la curva T-H para una corriente cuyo flujo de capacidad calorífica ( $m C_p$ ) es igual a la suma de los flujos de la capacidad calorífica de las corrientes individuales que hay en cada intervalo.

En la Imagen 6. 1 se puede observar la descripción de las curvas compuestas.

El Punto de Pliegue o Pinch quedará determinado por la mínima distancia vertical entre las curvas compuestas. Esta distancia,  $\Delta T_{min}$ , caracteriza la configuración de la red, y separa en dos el proceso, los cuales no deben intercambiar energía para cumplir con la condición de máxima recuperación. La Imagen 6. 2 muestra esta separación.

Por otro lado debe haber una diferencia de temperatura que actúe como fuerza impulsora para transferir calor entre corrientes calientes y frías, en caso de existir una  $\Delta T_{\min} = 0$  indica un área de transferencia infinita, mientras si se tiene una diferencia de temperatura mayor entre las curvas, el área de transferencia es menor.

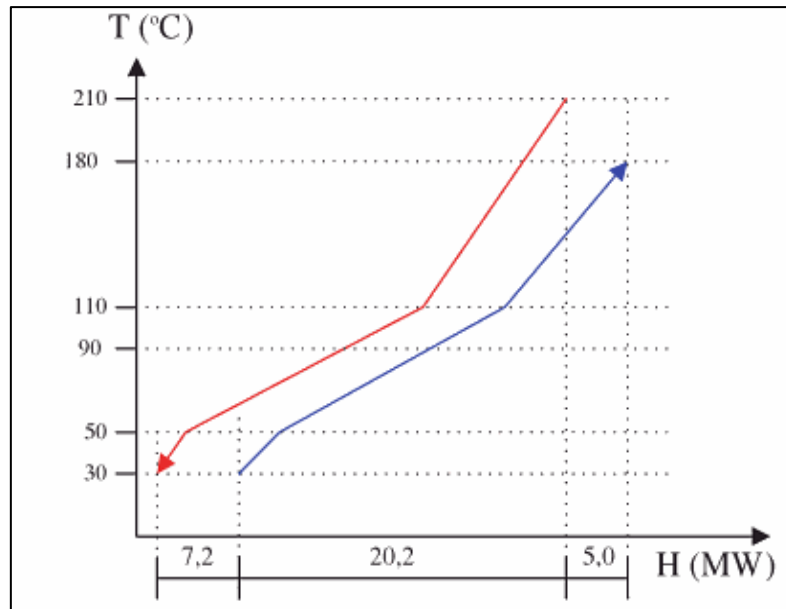


Imagen 6. 1

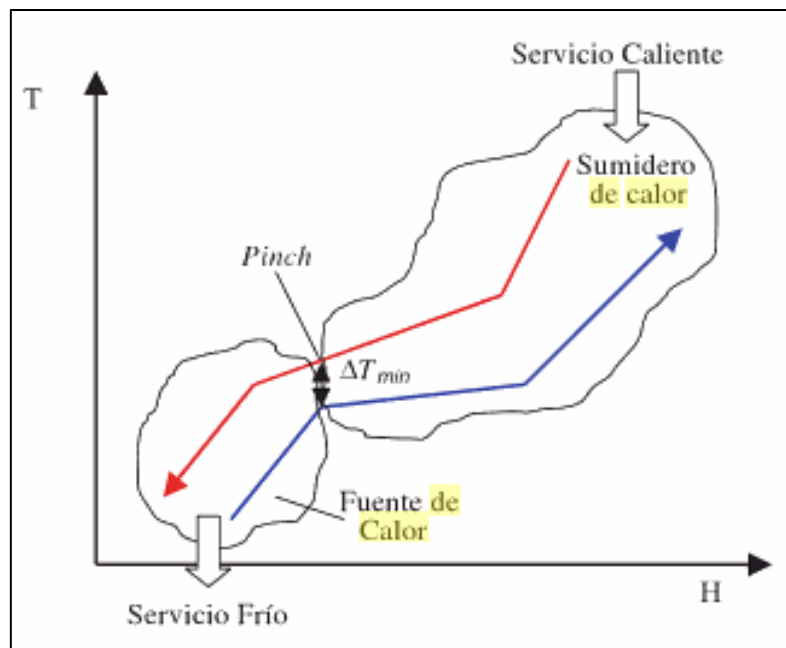


Imagen 6. 2

## 6.4 $\Delta T$ Mínima.

El incentivo para el diseño de una red de intercambiadores de calor se basa en el compromiso que se observa entre la inclusión de un intercambiador interno, es decir, entre corrientes de proceso y el ahorro de servicios que se genera. Una variable importante en este diseño es la cantidad de calor que se intercambia en cada unidad.

Debe de existir una diferencia de temperaturas en el extremo crítico de un intercambiador, que proporcione el mejor compromiso entre el costo de servicios y el costo del equipo. Este concepto, el de establecer una diferencia mínima de temperaturas entre corrientes que intercambian calor ( $\Delta T_{\min}$ ), es esencial para el diseño de cualquier red de intercambiadores de calor. Es muy común tomar, en forma heurística, un valor de  $\Delta T_{\min}$  de 10 a 20 ° C.

Este dato se puede observar en la curva compuesta, Cuando existe la separación entre la curva compuesta caliente y fría se incrementa, los requerimientos de enfriamiento y calentamiento son mayores, de este modo disminuye las oportunidades de recuperar calor de las corrientes y en consecuencia de aumentar la demanda de servicios Imagen 6. 3.

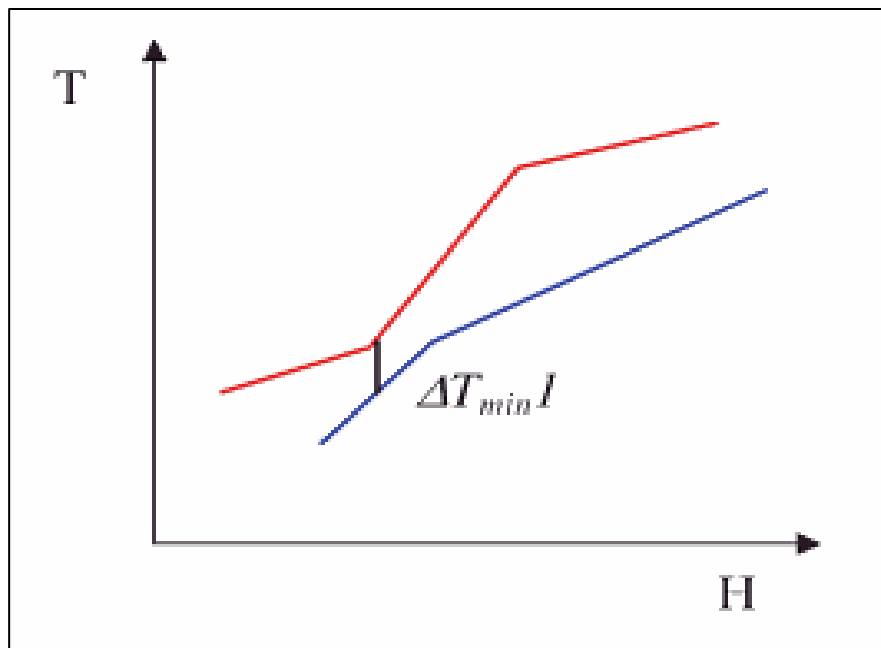


Imagen 6. 3



Al mismo tiempo hay un aumento en la distancia vertical entre las curvas, lo que lleva a mayores diferencias de temperaturas en los intercambiadores dando como resultado requerimientos de áreas menores.

## 6.6. Cascada De Calor

El procedimiento utiliza la división del problema en intervalos de temperatura, y a continuación supone que el calor fluye desde los intervalos de mayor temperatura hasta los de menor temperatura (de acuerdo a la segunda ley de la termodinámica), de tal manera que en el intervalo superior habrá que añadir una cantidad mínima de energía que haga una cascada de calor sea factible. Los pasos a seguir son los siguientes:

1. El primer paso, como en el método gráfico, es seleccionar un valor para  $\Delta T_{\min}$ .
2. Las temperaturas de las corrientes se corrigen, definiendo una nueva escala de temperaturas, de tal forma que para las corrientes calientes sus temperaturas de entrada y salida disminuyen en  $\Delta T_{\min}/2$ , y las temperaturas de las corrientes frías se incrementan en la misma cantidad:

$$(T_{\text{CALIENTE}}^*)_{\text{ENTRADA}} = (T_{\text{CALIENTE}})_{\text{ENTRADA}} - \frac{\Delta T_{\min}}{2}$$

**Ecuación 6. 3**

$$(T_{\text{CALIENTE}}^*)_{\text{SALIDA}} = (T_{\text{CALIENTE}})_{\text{SALIDA}} - \frac{\Delta T_{\min}}{2}$$

**Ecuación 6. 4**

$$(T_{\text{FRÍA}}^*)_{\text{ENTRADA}} = (T_{\text{FRÍA}})_{\text{ENTRADA}} + \frac{\Delta T_{\min}}{2}$$

**Ecuación 6. 5**

$$(T_{\text{FRÍA}}^*)_{\text{SALIDA}} = (T_{\text{FRÍA}})_{\text{SALIDA}} + \frac{\Delta T_{\min}}{2}$$

**Ecuación 6. 6**

3. Todas las nuevas temperaturas modificadas se ordenan de mayor a menor y se crean los intervalos de temperatura.
4. Para cada intervalo de temperatura, mediante un balance de energía, se calcula el flujo de calor sobrante (o demandado) por dicho intervalo de temperaturas.
5. Creación de una cascada de calor posiblemente no factible. Como el calor fluye desde los intervalos a temperatura alta a más baja, se crea una cascada de calor transfiriendo el calor neto de un intervalo al siguiente. En otras palabras, comenzando por el intervalo a mayor temperatura, se transfiere el calor neto al siguiente intervalo, donde se hace un balance de energía entre la demanda (exceso) de calor de este intervalo y el que llega del intervalo superior. esto puede dar lugar a una cascada no factible, porque es posible que algún intervalo transfiera una demanda de calor (en lugar de un exceso).
6. Creación de una cascada de calor factible. Si la cascada de flujo de calor del punto anterior es no factible (se transfiere demanda de calor en lugar de calor neto) se localiza el punto de máxima demanda de calor y se añade ese calor en la parte superior de la cascada, que pasará a ser factible. La máxima necesidad de calor de un intervalo equivale a los servicios de calefacción externos necesarios. Los servicios de enfriamiento serán equivalentes al flujo de calor que abandona el último intervalo de temperatura. El punto de Pliegue o Pinch estará situado justo en el punto donde el flujo de calor transferido entre intervalos sea cero, que será aquel punto que tenía la máxima demanda de calor en la cascada no factible.

Una representación genérica de la cascada de calor para  $n$  intervalos de temperatura se muestra en Imagen 6. 4, en la cual se puede observar  $Q_{SC}$  y  $Q_{SF}$  corresponden respectivamente a la demandas de servicios calientes que deben ser añadidos en el sistema antes del primer intervalo de temperatura y a la demanda de servicios fríos que debe eliminarse del sistema después del  $n$ -ésimo intervalo, mientras que  $\Delta H_1$  y  $\Delta H_n$  representan los flujos de calor que se envían de un intervalo a otro.

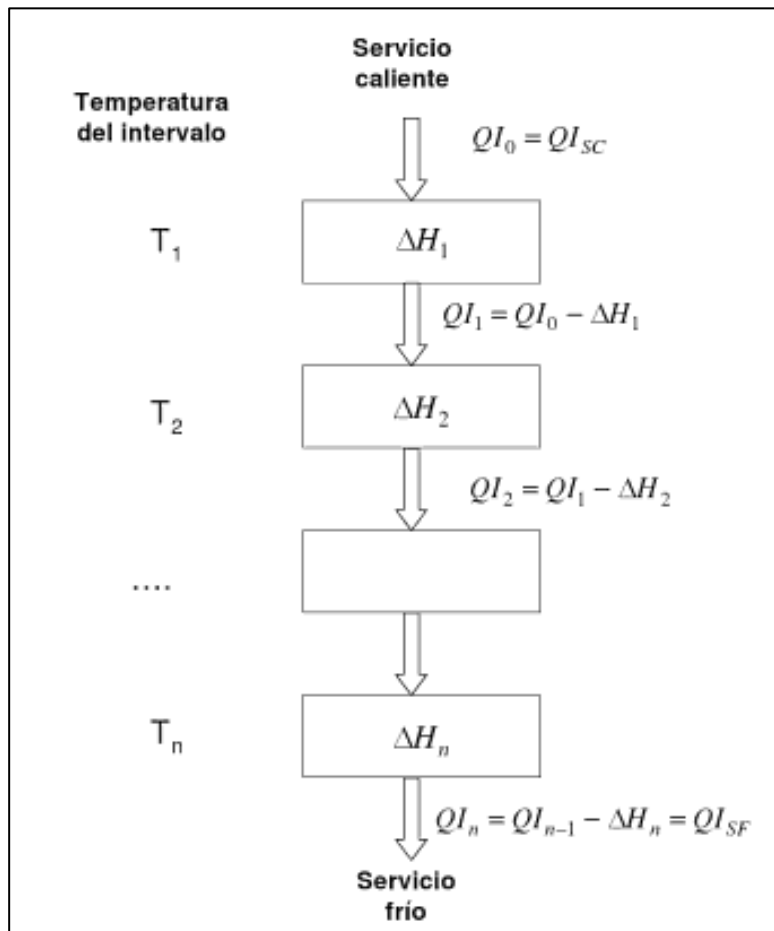


Imagen 6. 4

## 6.6 Gran Curva Compuesta.

Aunque las curvas compuestas dan información de las necesidades mínimas de calefacción y enfriamiento, no se pueden utilizar para seleccionar el servicio, o combinación de servicios, más adecuado para un proceso en particular. La gran curva compuesta es una herramienta más adecuada para comprender la relación entre el proceso y los servicios.

La gran curva compuesta es la representación gráfica de la cascada factible de calor (Temperatura vs Entalpía), utilizando la escala de temperaturas modificadas. La Imagen 6. 5 muestra una gran curva compuesta típica.

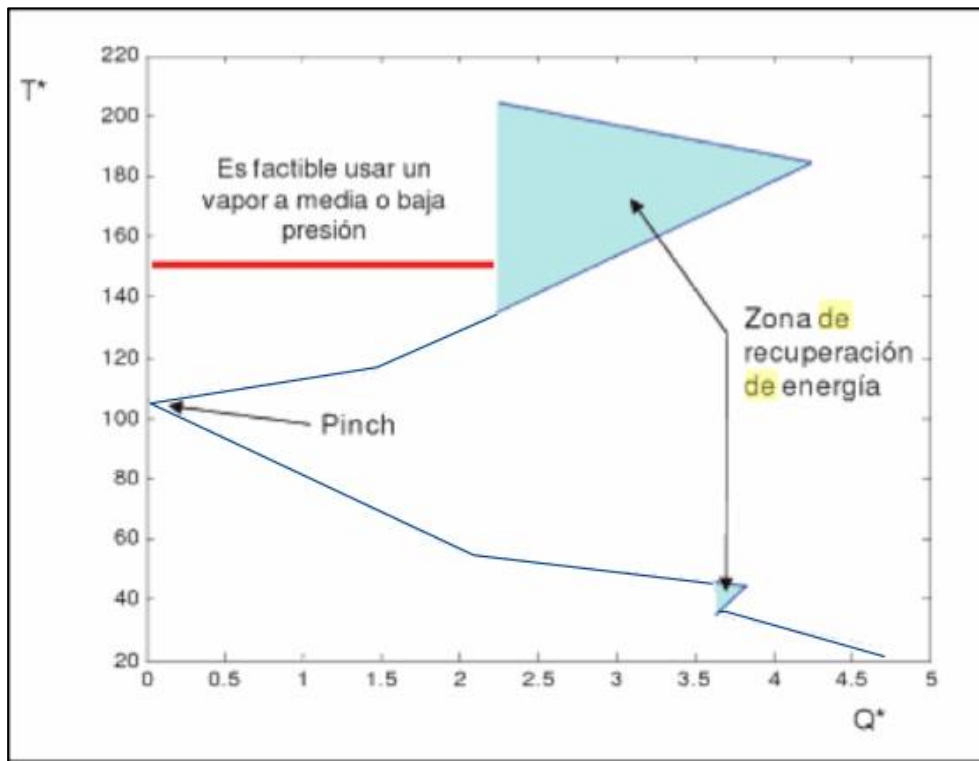


Imagen 6. 5

Las zonas oscurecidas, corresponden a posibilidades de integración de calor entre corrientes de proceso. El punto donde la curva toca el eje de temperaturas corresponde al Punto de Pliegue o el Pinch (es importante remarcar que la representación se hace en la escala de temperaturas modificada, y por lo tanto el Pinch es un único punto en esta escala). La zona abierta por encima y por debajo del Pinch corresponde a los servicios mínimos necesarios.

## 6.7 El Problema Sin Pinch O Problema Límite

No todos los procesos que involucran integración de energía poseen un Punto de Pliegue. Si se da esta situación se conoce como Problema Límite. En estos casos no es necesario utilizar uno de los servicios, o bien el caliente o el frío.

La Imagen 6. 6 presenta Punto de Pliegue o Pinch para el valor escogido de  $\Delta T_{\min}$  disminuye.

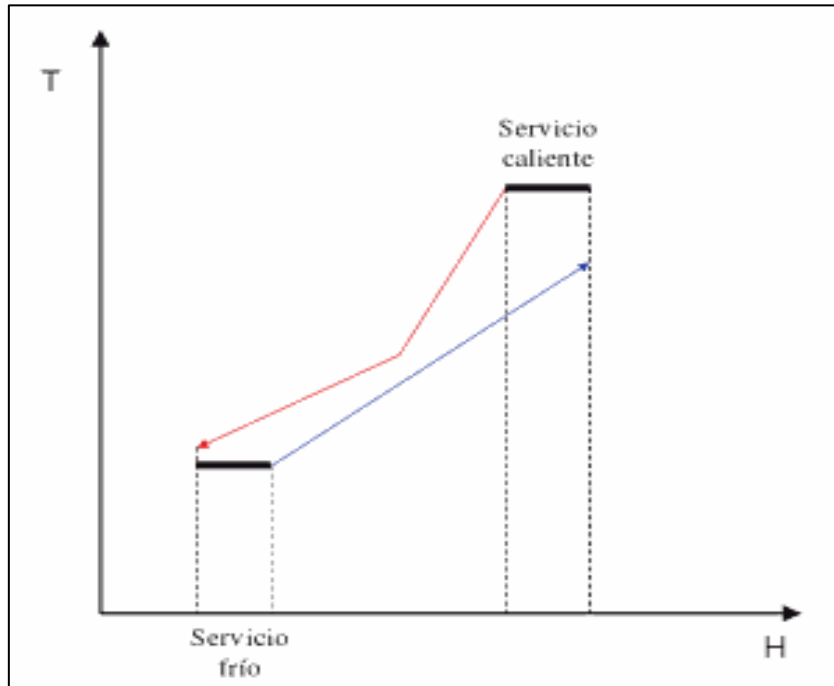


Imagen 6. 6

Mientras que en la Imagen 6. 7 es posible desplazar la curva compuesta fría hacia la izquierda hasta un punto en el cual el inicio de la curva compuesta fría y el final de la curva compuesta caliente tengan el mismo valor en el eje de las entalpías. En este caso no existe demanda de servicios fríos, y la demanda de servicios calientes disminuye.

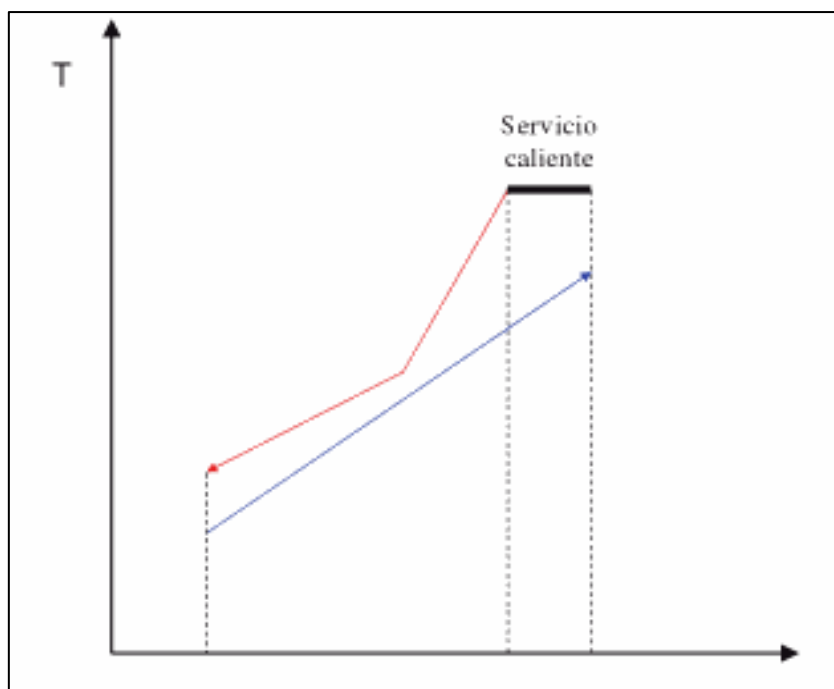


Imagen 6. 7

Si se continua desplazando la curva compuesta fría hacia la izquierda, como se muestra en la Imagen 6.8 la curva compuesta caliente ya no se sobrepone a la curva compuesta fría en la parte izquierda del diagrama, y por lo tanto no se produce ningún ahorro de energía por mucho se que junten ambas curvas.

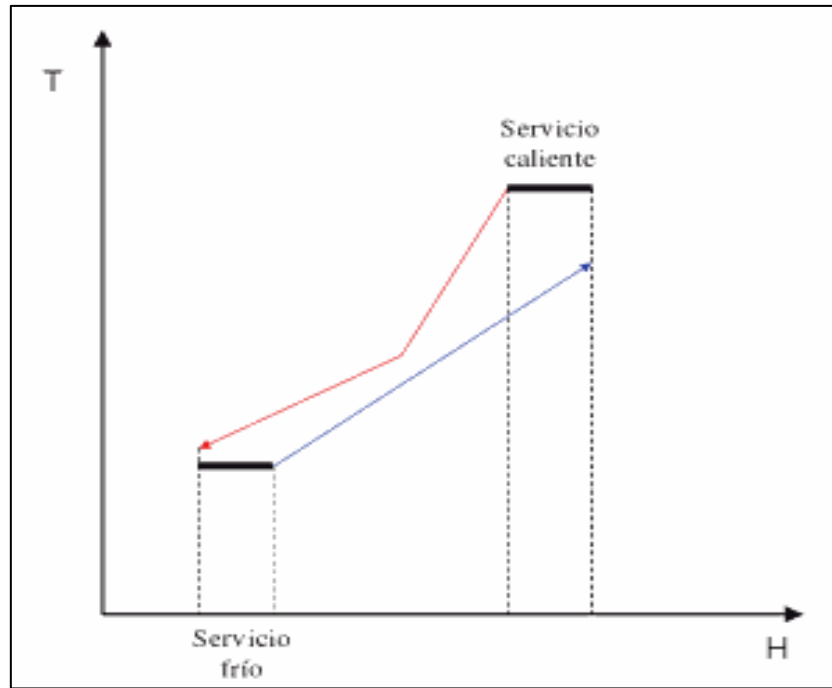


Imagen 6.8

La cantidad total de servicios en las imágenes 6.6 y 6.8 son las mismas. El valor de  $\Delta T_{\min}$  para el que se da esta situación se conoce como  $\Delta T_{\min}$  límite. Para cualquier valor más pequeño que el  $\Delta T_{\min}$  límite, la cantidad total de servicios no se modifica y por lo tanto el valor de coste de servicios permanece constante. Este comportamiento se muestra en Imagen 6.9 para el caso con valor  $\Delta T_{\min}$  límite, mientras que la Imagen 6.10 muestra el caso con el Punto de Pliegue o Pinch.

Es fácil verificar a partir de la imagen 6.10 que el valor límite de  $\Delta T_{\min}$  el coste de los servicios aumenta. Además a partir de ese valor el proceso necesita tanto servicios calientes como fríos. Para valores menores, sólo hay una demanda constante de servicios calientes.

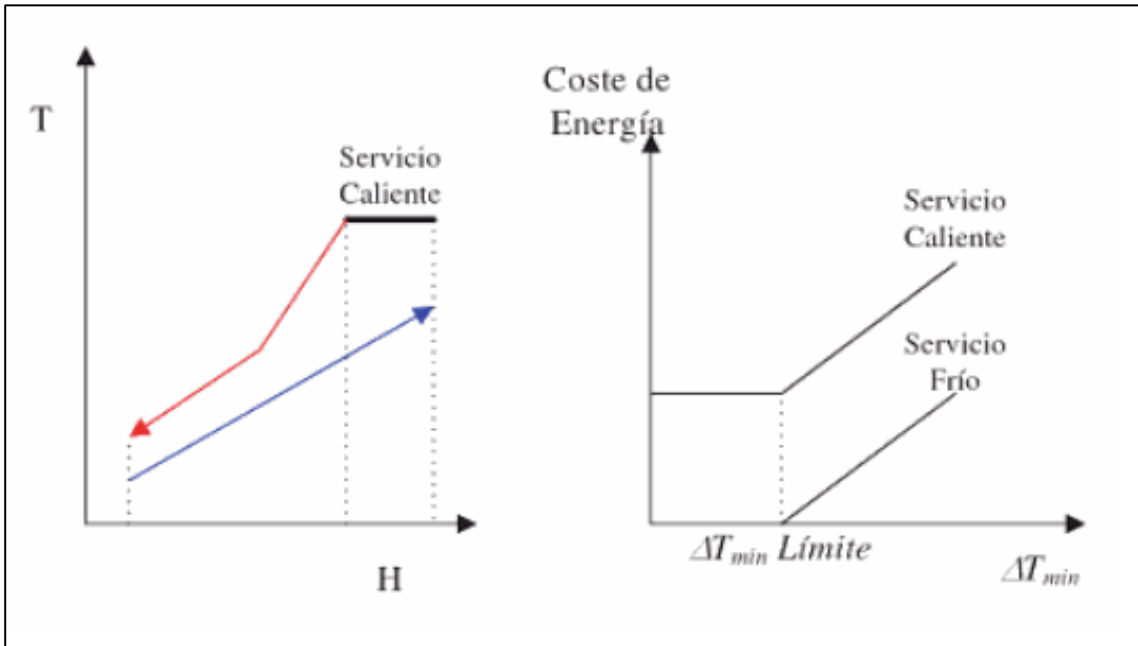


Imagen 6. 9

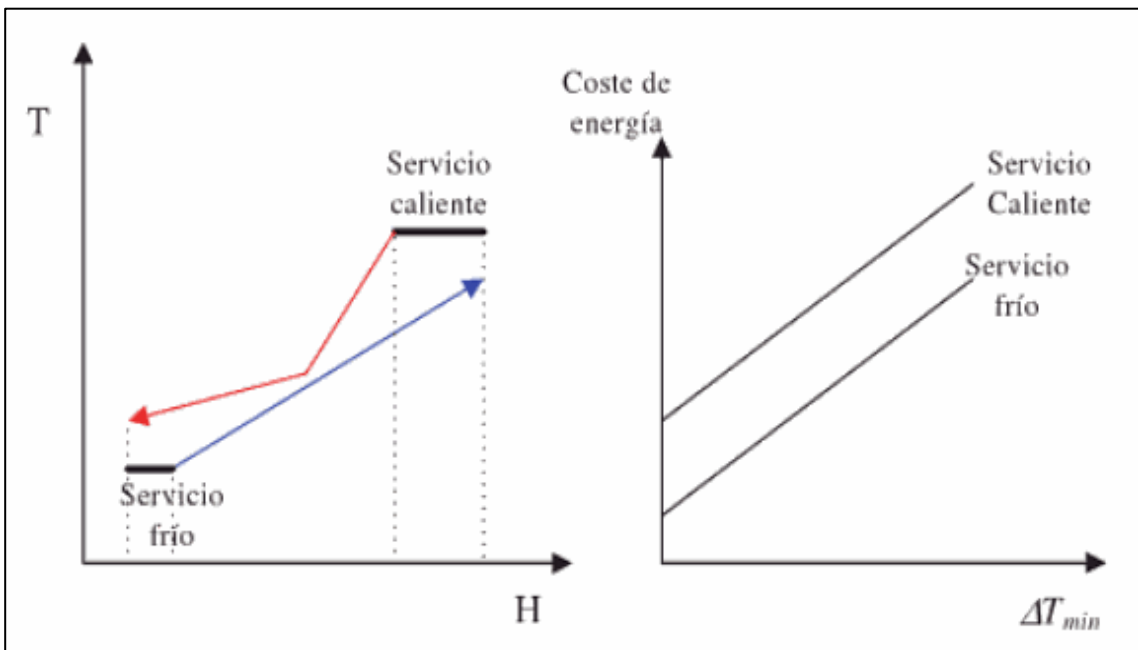


Imagen 6. 10

La situación inversa también puede suceder, es decir que sólo sean necesarios servicios fríos como se muestra en la Imagen 6. 11.

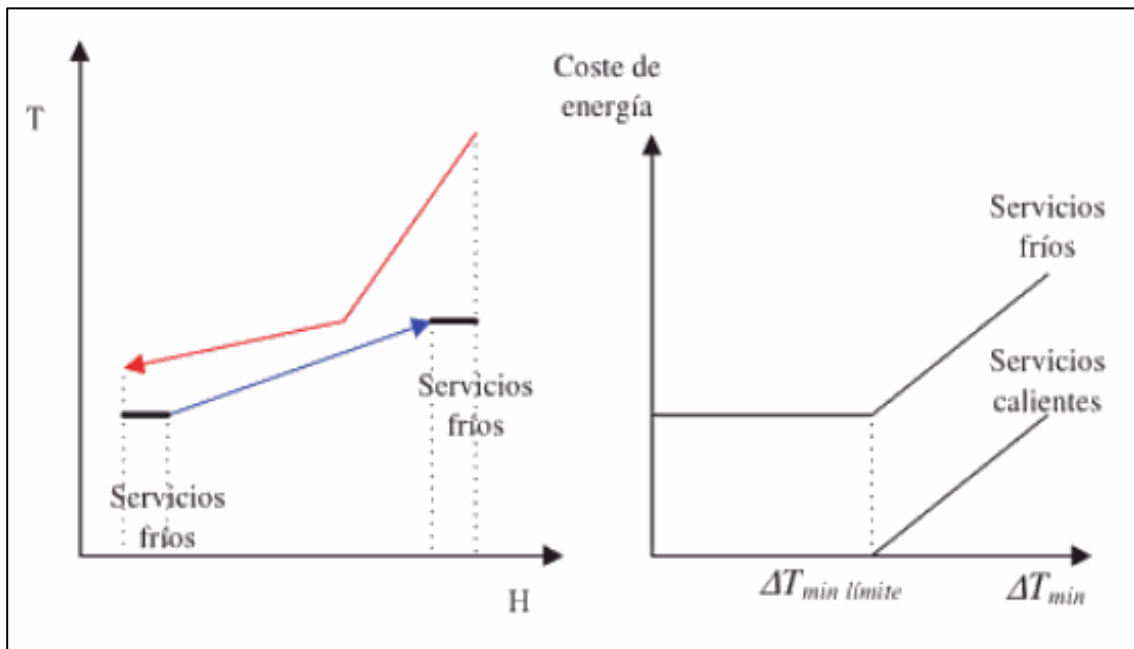


Imagen 6. 11

## 6.8 Mínimo Número De Intercambiadores

Contando con los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento , se determina el mínimo número de intercambiadores requerido. Como se menciona anteriormente, la temperatura del Punto de Pliegue o Pinch descompone el problema en dos partes distintas. Esto es arriba del Punto de Pliegue o Pinch, donde sólo se tienen servicios auxiliares calientes, y bajo del Punto de Pliegue o Pinch, en donde sólo hay servicios auxiliares fríos.

El realizar una evolución de la red de intercambio térmico con consumo de servicios externos, tiene por objetivo la reducción del número de equipos de transferencia, y es conveniente conocer hasta donde es posible llegar, para esto se utiliza la ecuación 6.7:

$$U_{MIN} = N_{CC} + N_{CF} + N_{SERVICIOS} - 1$$

Ecuación 6. 7

Dónde:

$U_{MIN}$ : Número de Mínimo de Intercambiadores

$N_{CC}$ : Número de Corrientes Calientes



$N_{CF}$ : Número de Corrientes Frías

$N_{SERVICIOS}$ : Número de Servicios Auxiliares

Con ayuda de esta relación sabemos que por cada unidad que se encuentre adicional a la red encontraremos un ciclo. Para verificar el correcto funcionamiento de los intercambiadores, se requiere que no exista ningún cruce de temperaturas en los perfiles de temperatura para el intercambiador.

## 6.9 Representación De La Red De Intercambio De Calor

Ya que se tienen los estimados de requerimientos mínimos de enfriamiento y calentamiento y un estimado del mínimo de intercambiadores, se puede diseñar la red de intercambiadores. En este diseño se usa el Método del Punto de Pliegue o Pinch, la aplicación sistemática de este método permite el diseño de una buena red que cumple con los objetivos energéticos dentro de límites prácticos. El método incorpora dos partes fundamentales:

1. Reconoce la región del Punto de Pliegue o Pinch como la parte con más restricciones, por lo tanto empieza el diseño desde el Punto de Pliegue y se va moviendo hacia fuera.
2. Permite que el diseñador escoja entre varias opciones de acoplamiento.

El diseño de la red estudia qué corriente caliente puede acoplarse con alguna corriente fría mediante la recuperación de calor. Cada acoplamiento lleva una corriente a una temperatura de salida. Ya que el Punto de Pliegue divide el sistema de intercambio de calor en dos regiones térmicamente independientes, se debe de diseñar una red para arriba del Punto de Pliegue y luego otra por debajo de éste. Cuando la recuperación de energía se ha maximizado, las necesidades térmicas que quedan se deben de suministrar con servicios auxiliares.

La red de intercambio de calor consiste en una representación gráfica del sistema de intercambio de calor, donde las corrientes de proceso se representan por una flecha que al inicio y al final indican la temperatura a las cuales se encuentran las corrientes y las temperaturas a las cuales se requiere terminando su paso a través del tren de intercambio de calor.

Las corrientes calientes se agrupan en la parte superior de la malla y son dibujadas con dirección de izquierda a derecha y las corrientes frías se agrupan en la parte inferior y son dibujadas con dirección opuesta. Los intercambiadores de calor son representados por círculos unidos por una línea vertical que indica las corrientes involucradas.

Los calentadores y enfriadores son representados por un solo círculo sobre la corriente de proceso. En la Imagen 6. 12 se puede observa una red en forma de malla.

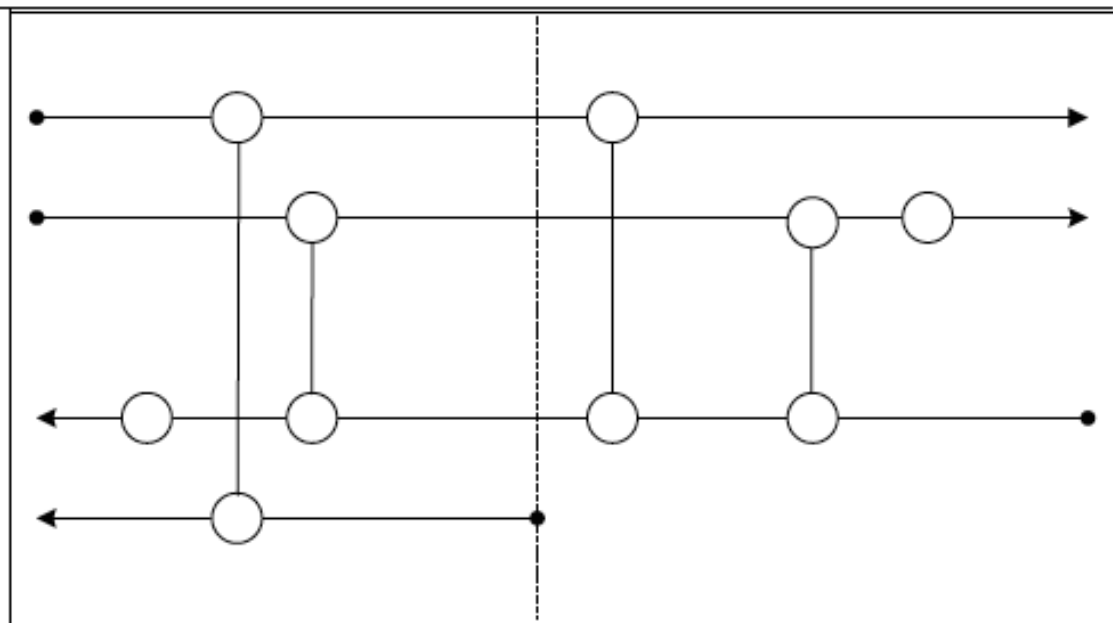


Imagen 6. 12

# CAPITULO VII

## 7. Simulación

Aspen Hysys es un simulador de procesos diseñado para la refinación de petróleo, procesamientos químicos que tienen como objetivos modelar, simular y optimizar un proceso. Cuenta con una amplia base de datos de propiedades físicas, químicas y termodinámicas de una numerosa cantidad de compuestos. De igual forma Aspen Hysys cuenta con diferentes paquetes termodinámicos para el cálculo de propiedades que se utilizan de acuerdo a los requerimientos de los componentes involucrados en el proceso.

### 7.1 Metodología

Con el fin de lograr una simulación exitosa es necesario llevar acabo cierto orden en su realización:

1. Definir sistema de unidades.

Se especifican las unidades que se requieren utilizar para cada variable, es importante para la interpretación de resultados. En este caso las unidades que se usaron fueron ° C para las temperaturas, Kg<sup>2</sup>/cm para la presión y el flujo volumétrico en BPD.

2. Definir el Modelo para el cálculo de Propiedades Termodinámicas

El modelo seleccionado es Peng-Robinson ya que es una de las ecuaciones de estado que mejor se aproxima a los valores reales de las propiedades de hidrocarburos.

### 3. Definir componentes.

Se capturan los compuestos puros que están presentes en el crudo: Metano, Etano, Propano, Isobutano, n-Butano, Iso-Pentano, n-Pentano, y H<sub>2</sub>O.

### 4. Caracterización del Crudo.

Se captura la mayor información posible para caracterizar el crudo, creando un "Assay" definiendo:

- La alimentación la cual es de 90,000 BPD de Crudo Maya.
- El factor de caracterización UOPK el cual tiene un valor de 11.2
- La curva de destilación TBP, la Tabla 7. 1 contiene los datos de la destilación del crudo maya.

<b>%</b>	<b>Temperatura</b>
<b>5.0</b>	76.0
<b>10.0</b>	118.0
<b>15.0</b>	156.0
<b>20.0</b>	194.0
<b>25.0</b>	232.0
<b>30.0</b>	268.0
<b>35.0</b>	305.0
<b>40.0</b>	341.0
<b>45.0</b>	379.0
<b>50.0</b>	418.0
<b>55.0</b>	459.0

<b>60.0</b>	500.0
<b>64.3</b>	538.0

Tabla 7. 1

Con los datos anteriores se capturo la composición del crudo, generándose una curva TBP, la cual se puede observar en la Imagen 7. 1.

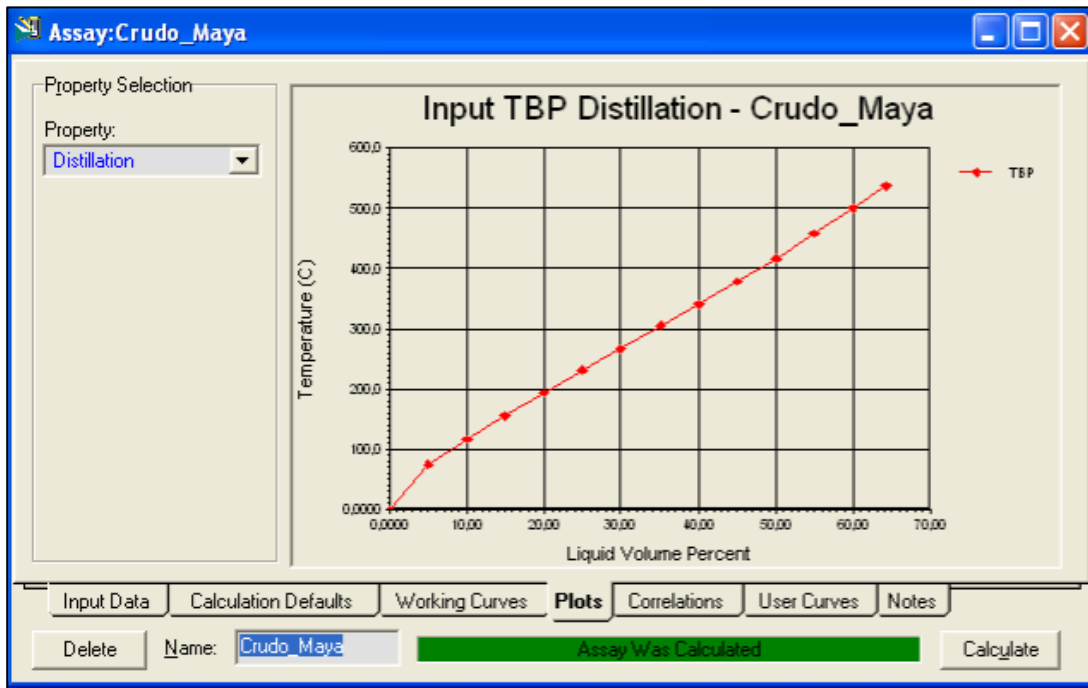


Imagen 7. 1

En la Imagen 7. 2 se puede observar las propiedades de bulto del Crudo Maya que se introdujeron al simulador.

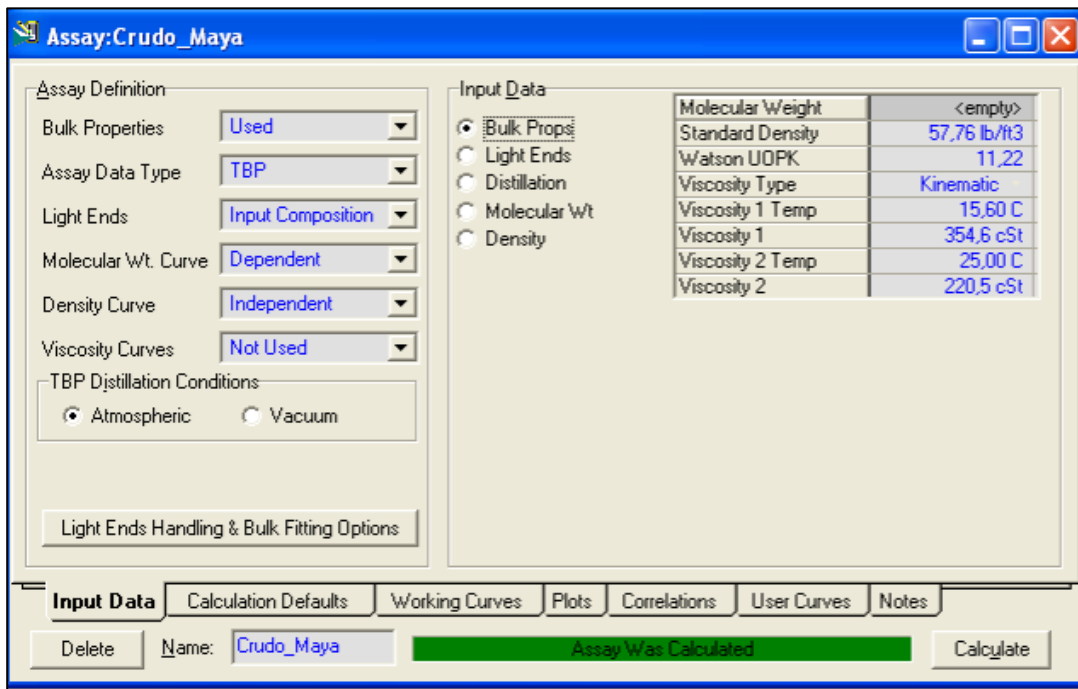


Imagen 7. 2

La Imagen 7. 3 se puede observar las densidades que se introdujeron, mientras que en la Imagen 7. 4 se observar la composición de ligeros.

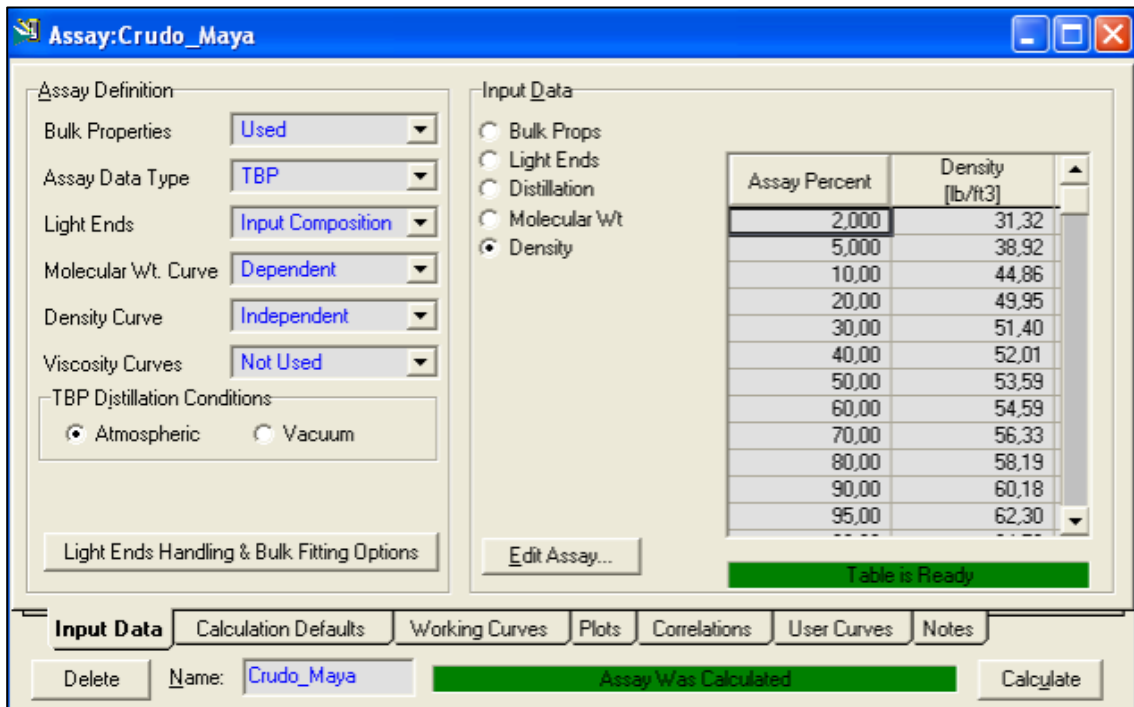


Imagen 7. 3

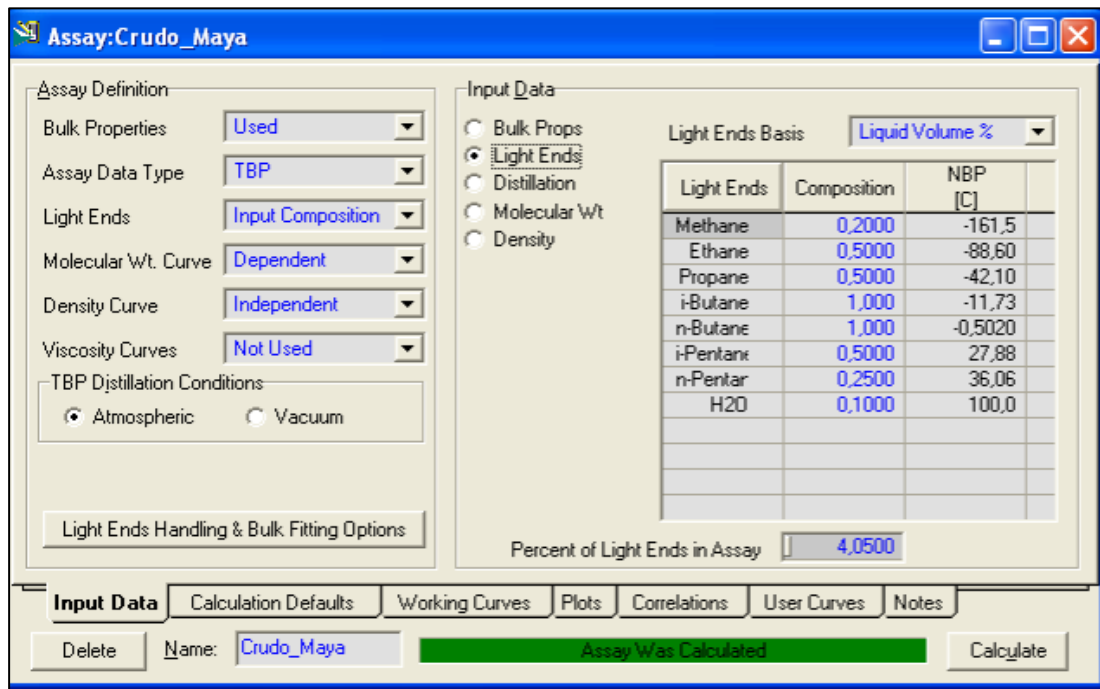


Imagen 7. 4

Las condiciones de operación se pueden observar en la Imagen 7. 5

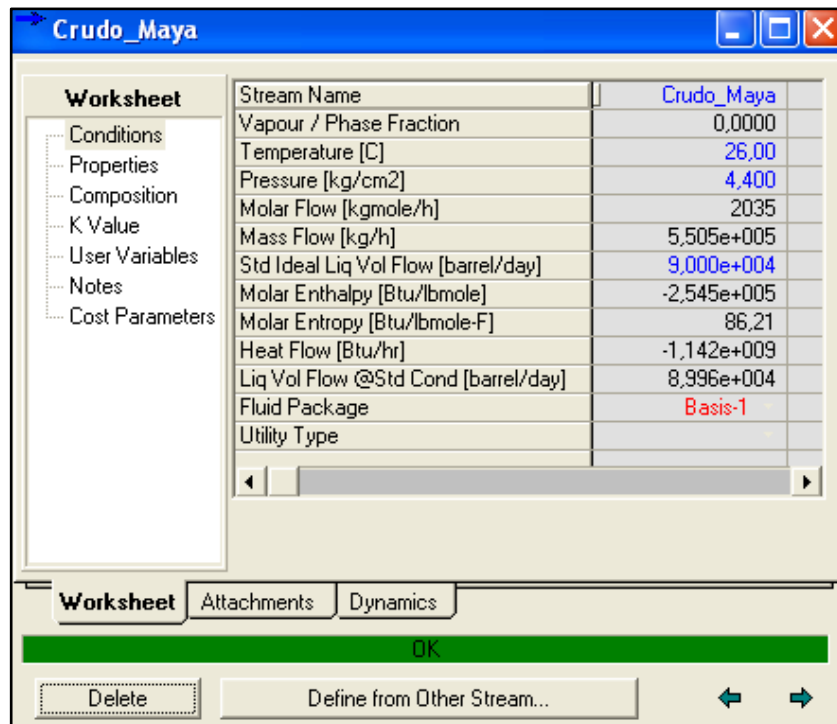


Imagen 7. 5

5. Especificar Módulos de Cálculo.

Se determinan que módulos representan a cada unidad de proceso, en este caso los intercambiadores de calor.

#### 6. Especificar condiciones de diseño.

Se especifican las variables necesarias para cada equipo, estas dependen de la unidad de proceso.

#### 7. Validez de la Simulación.

Comparar los resultados obtenidos en la simulación con los de diseño.

## 7.2 Simulación de la Torre Atmosférica

La primera parte de la simulación es con la torre atmosférica ya que no depende del tren de precalentamiento, al contrario, este último depende de las corrientes de salida de la torre atmosférica para elevar la temperatura del crudo.

El primer paso es seleccionar una torre sin re hervidor y con un condensador operando a reflujo parcial, como se muestra en la Imagen 7. 6.

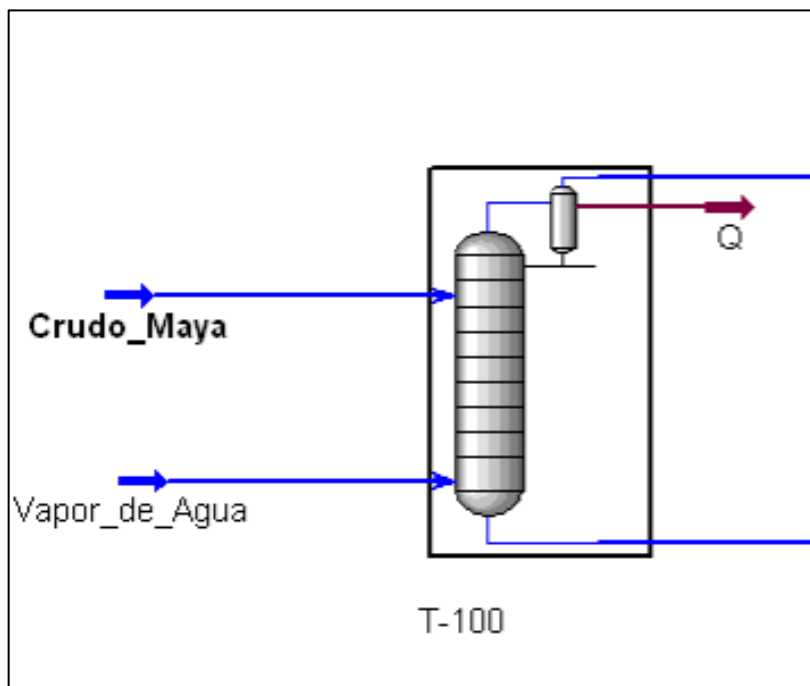


Imagen 7. 6



Como segundo paso para que corra la simulación es especificar: las corrientes de entrada, de salida, las condiciones de operación de éstas y el número de platos con los que cuenta la torre, en este caso son 36 platos, en la Imagen 7. 7 se puede observar.

Debido a que los platos de la torre tenían una separación de 762 y 944 mm, existía la oportunidad de mejorar el fraccionamiento de la torre instalando nuevos platos con una separación de 457 mm, esto debía permitir mejorar el fraccionamiento entre los productos mejorando su calidad y el rendimiento de los mismos. Es importante señalar que para efectos de la simulación de la torre atmosférica se consideraron estos cambios, es decir se consideraron 36 platos, y anteriormente contaba con 30 platos.

En la Imagen 7. 8 se puede observar la convergencia de la simulación y finalmente se pueden añadir los equipos laterales, en este caso los agotadores.

Los agotadores se localizan en la pestaña Side Ops, y posteriormente se añaden en la sub pestaña Side Stripper.

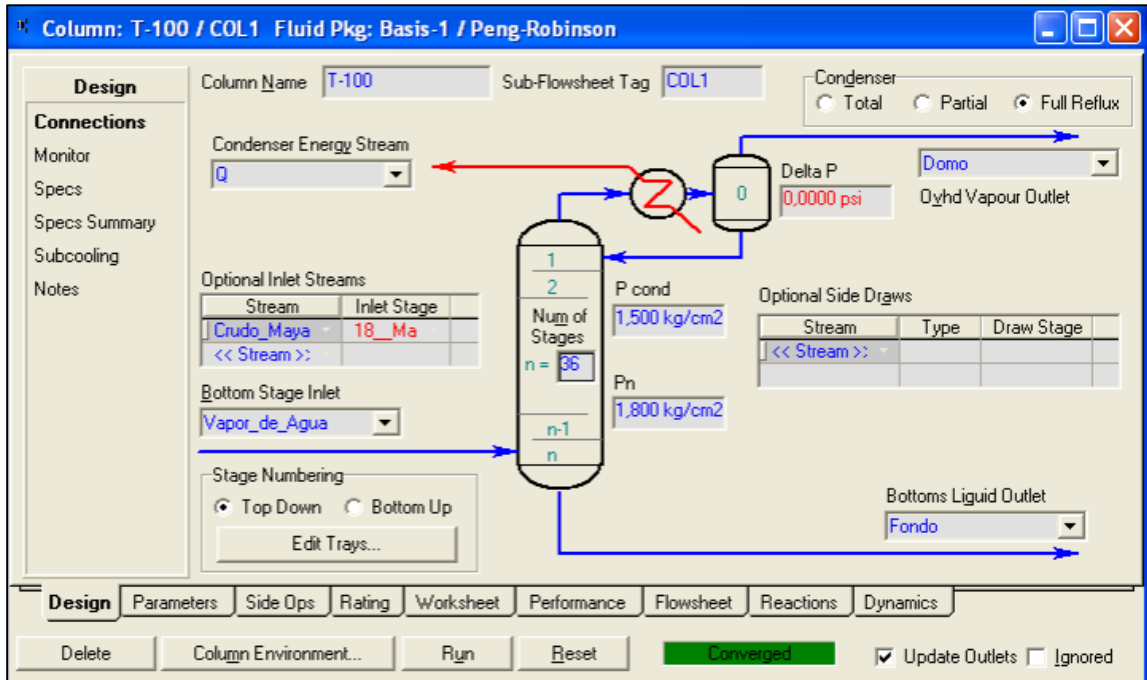


Imagen 7. 7

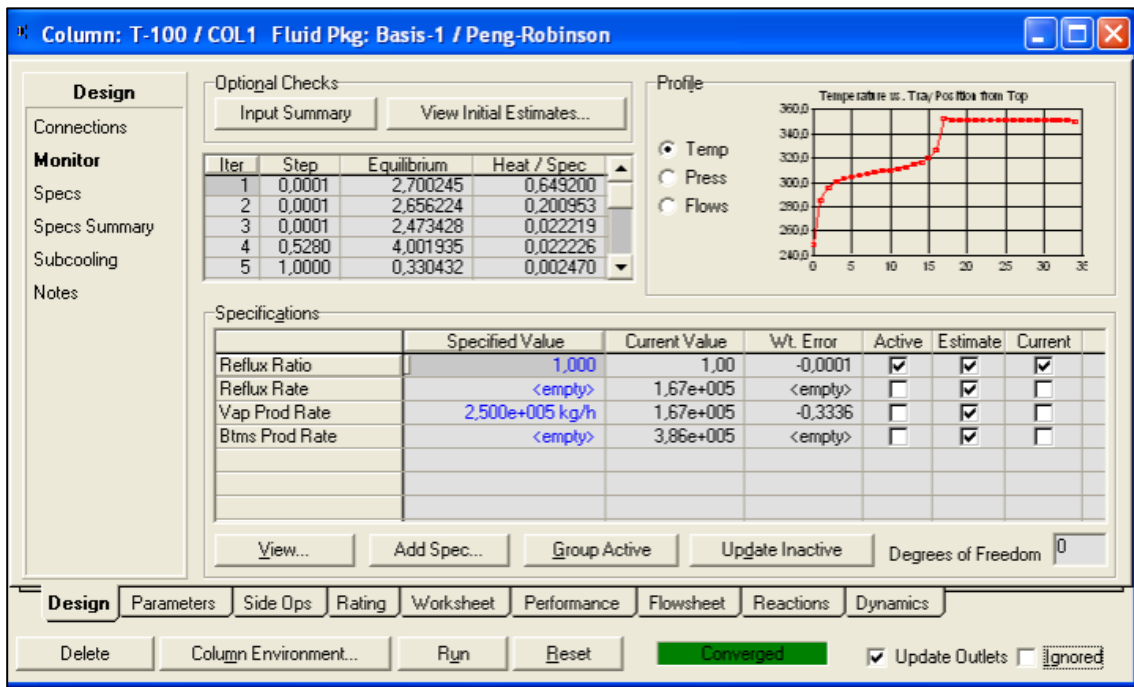


Imagen 7. 8

En la Imagen 7. 9 se puede observar las condiciones del agotador, aquí se tiene que definir los platos de salida, de entrada, así como alimentaciones que pueda tener el agotador y el producto de éste. Los productos de los agotadores son: Turbosina, Kerosina, Gasóleo Ligerio Primario (GOLP) y Gasóleo Primario Pesado (GOPP).

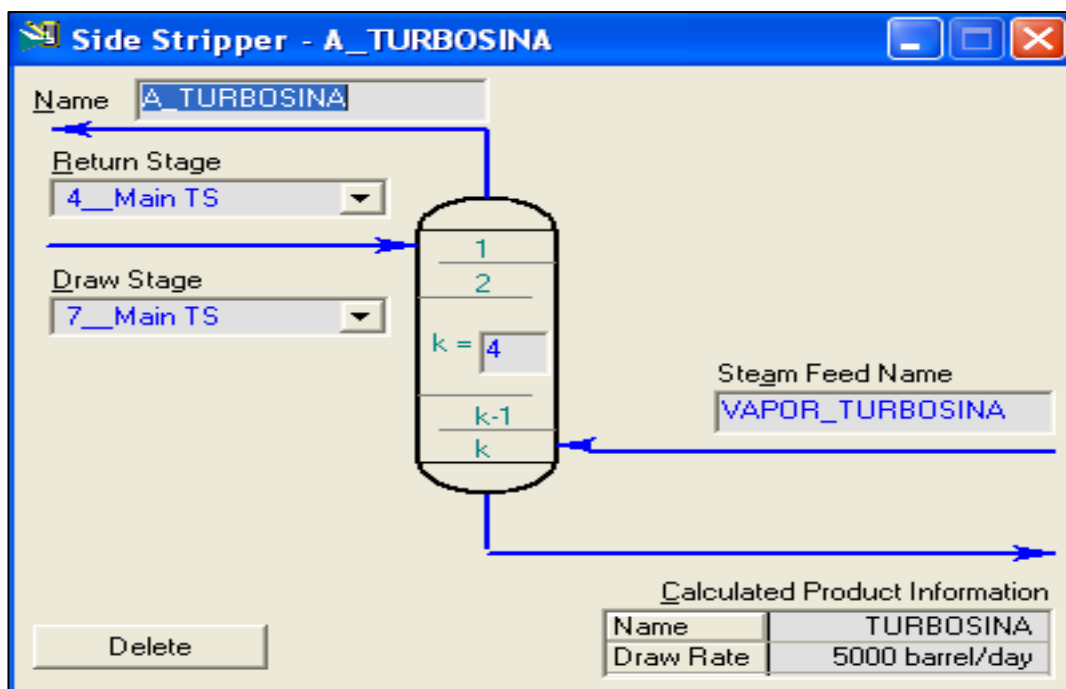


Imagen 7. 9

Para un mejor resultado se debe de correr y converge agotador por agotador. En caso de que no corra la simulación se deben de hacer modificaciones en los parámetros iniciales hasta que se obtenga la convergencia de la torre.

Posteriormente se añaden dos extracciones a la columna, que corresponden a Reflujo Intermedio Ligero Atmosférico (RILA) y Reflujo Primario Pesado (RIPA), y se especifica su flujo.

Por otra parte en la Imagen 7. 10 se puede observar las corrientes de entrada y de salida de la torre atmosférica y en la Imagen 7. 11 las especificaciones de la torre atmosférica.

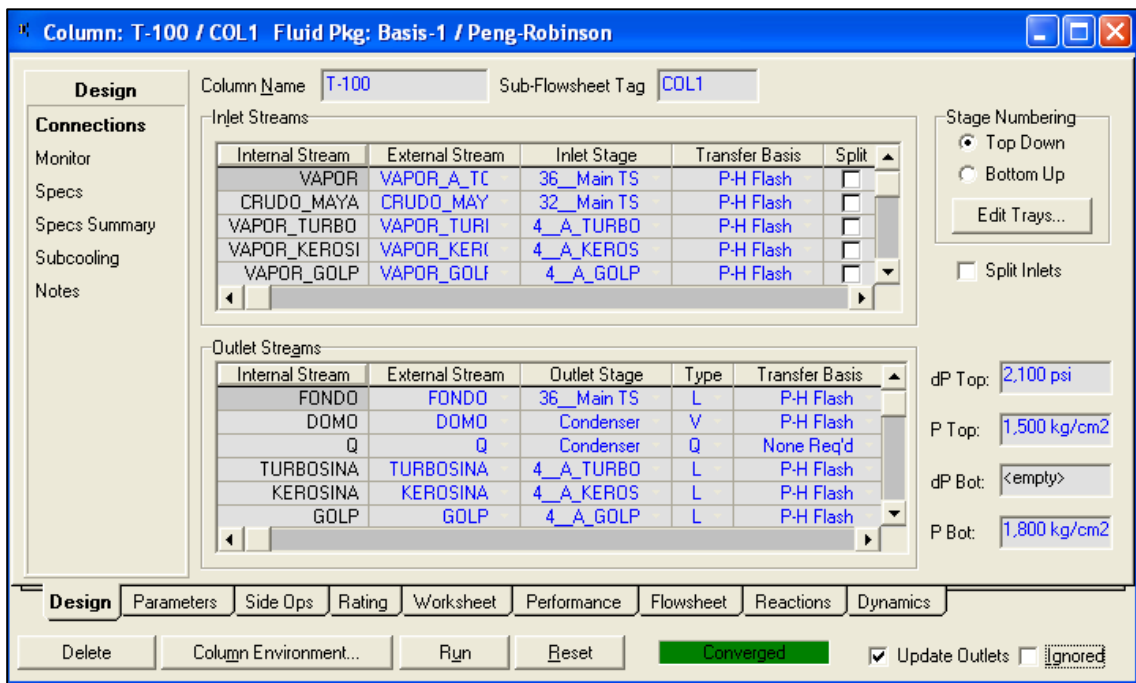


Imagen 7. 10

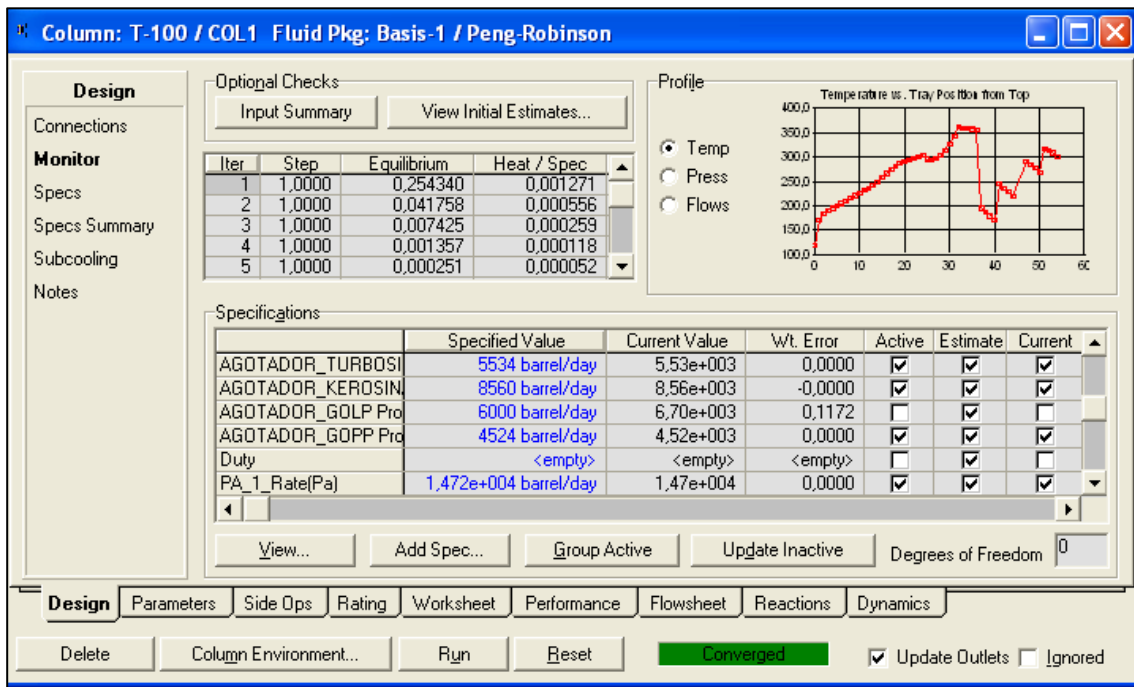


Imagen 7. 11

Como se menciona la torre atmosférica cuenta con 4 agotadores y 2 extracciones laterales, la Tabla 7. 2 muestra los platos de extracción y de retorno para cada producto.

Producto	Plato de Extracción	Plato de Retorno
<b>Turbosina</b>	7	4
<b>Keroseno</b>	15	13
<b>Gasóleo Ligero Primario</b>		
<b>GOLP</b>	29	26
<b>Gasóleo Pesado</b>		
<b>Primario</b>	30	28
<b>GOPP</b>		

Tabla 7. 2

Cada agotador cuenta con una línea de inyección de vapor sobrecalentado con el fin de mejorar la calidad del producto y la temperatura de inflamación, los

ligeros de cada producto salen del domo del agotador y retornan a la torre atmosférica y como se ha mencionado la keroseno, el GOLP y el GOPP tienen la función de aumentar la temperatura del crudo, en el tren de precalentamiento, por medio de intercambiadores. La torre atmosférica también cuenta con 2 extracciones de calor y un condensador en el domo de la torre para la obtención de Nafta.

En la Imagen 7. 12 se puede observar el esquema de simulación generado por Hysys, la entrada del crudo es por el plato 32, mientras que la entrada del vapor es por el plato 36.

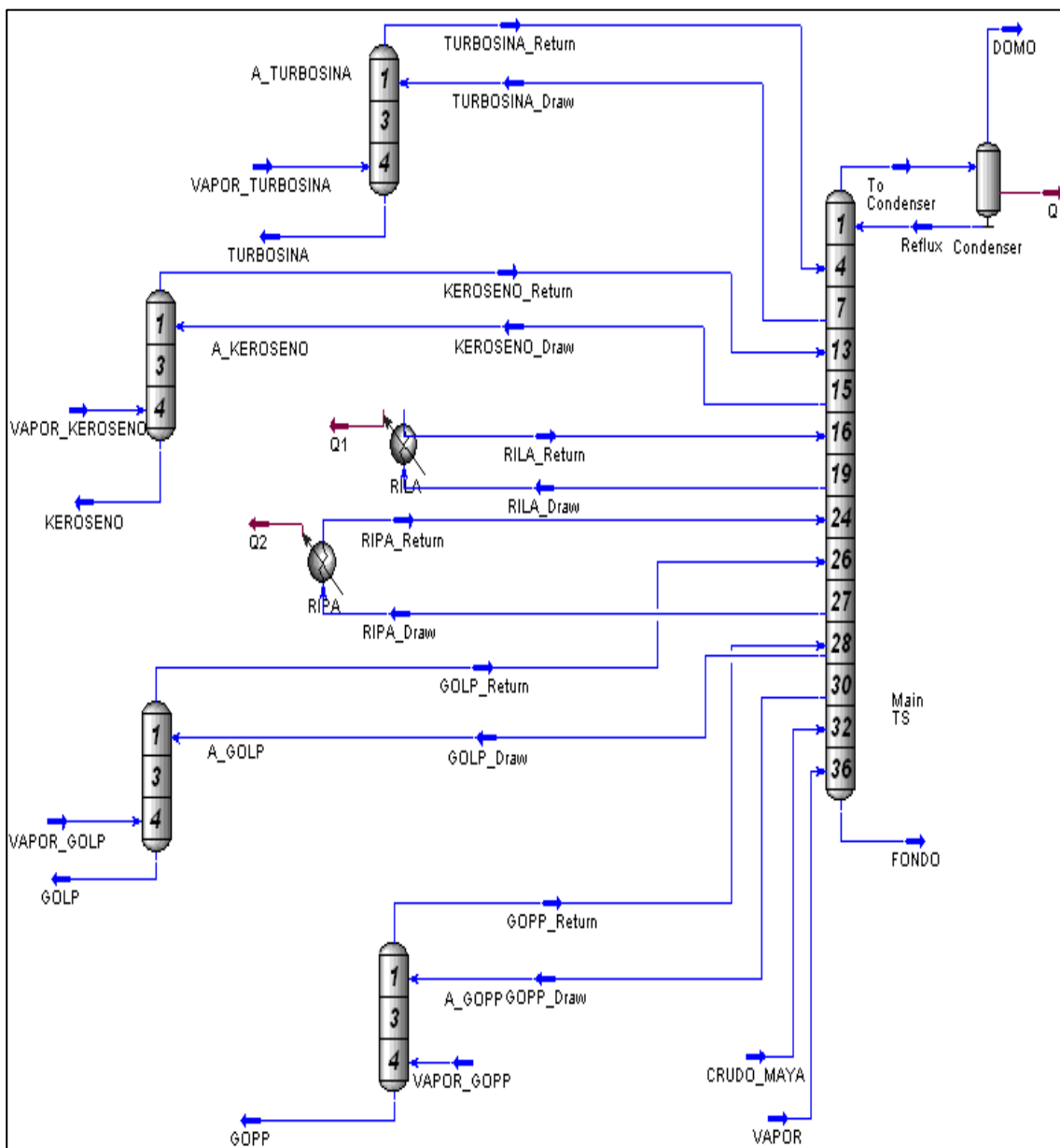


Imagen 7. 12

La Imagen 7. 13 muestra la grafica de los perfiles de temperatura de la torre atmosférica, se pueden observar 36 platos empezando con una temperatura menor de los 150 ° C, que corresponde al plato número uno, es decir del domo, y en el plato 36 se puede apreciar una temperatura un poco mayor a los 350 °C, también se puede apreciar los 4 agotadores con 4 etapas cada uno.

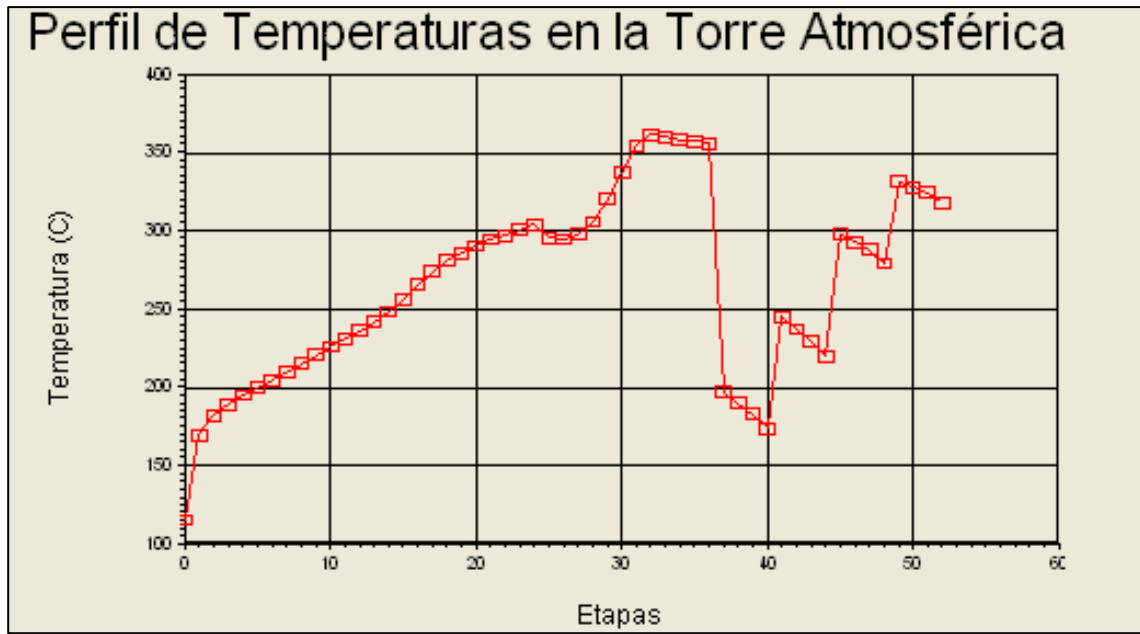


Imagen 7. 13

En la Imagen 7. 14 se puede observar los perfiles de presión, prácticamente es un perfil lineal con la mayor presión en el fondo y con la menor presión en el domo.

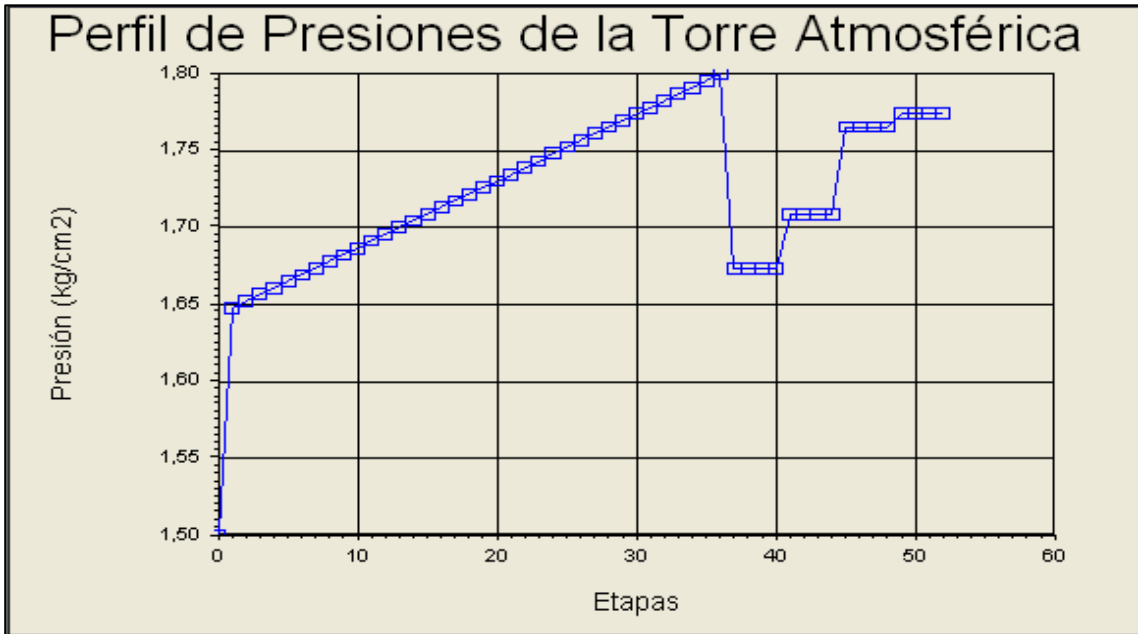


Imagen 7. 14

Hysys proporciona las curvas de destilación para cada corte, éstas curvas se pueden observar en la Imagen 7. 15.

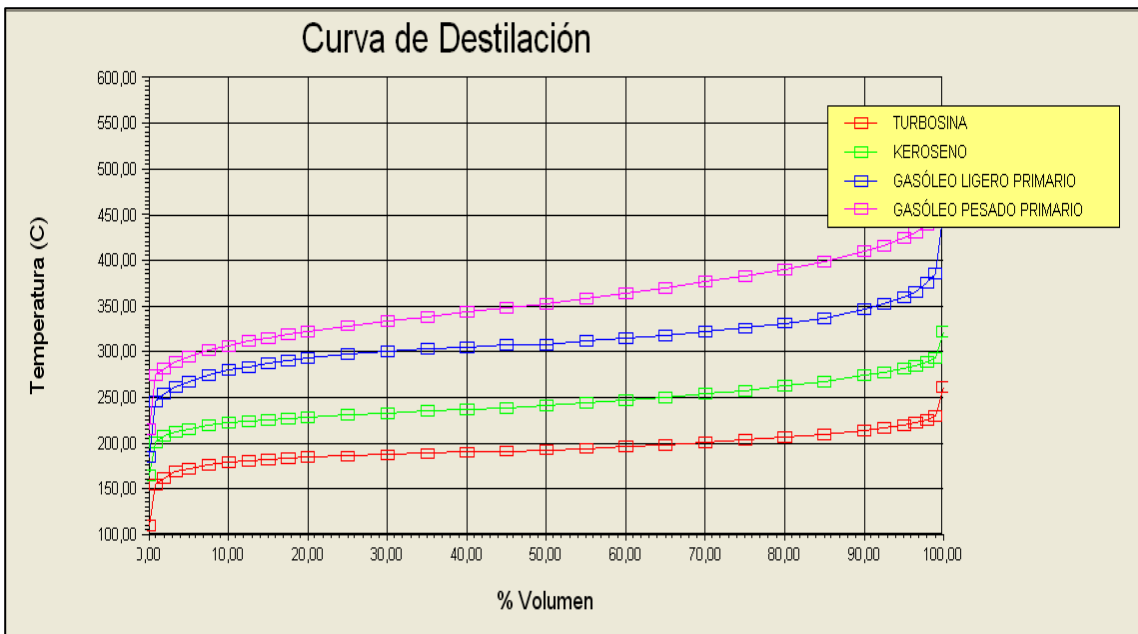


Imagen 7. 15

### 7.2.2 Validación De La Simulación Mediante Curvas De Destilación De Productos.

Es importante validar la simulación ya que para el presente trabajo es fundamental las condiciones y las propiedades de las corrientes de salida de la torre atmosférica.

Para la validación de la simulación se consideran: los flujos de las corrientes, las presiones, las temperaturas y las curvas de destilación, este último influye directamente con la composición de cada compuesto.

Las siguientes tablas además de contener las condiciones anteriormente mencionadas también cuenta con el porcentaje de error, el cual se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$\%Error = \left| \frac{X_{Diseño} - X_{Simulación}}{X_{Diseño}} \right| \times 100$$

**Ecuación 7.1**

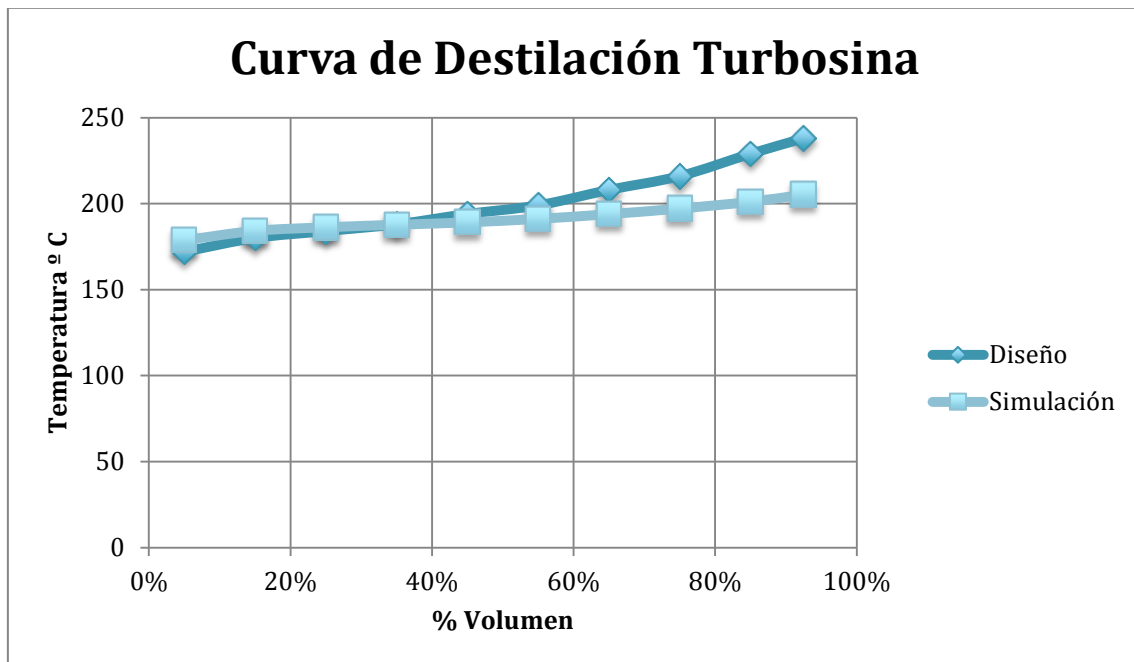
De igual forma se puede apreciar las gráficas, para cada corriente, que corresponden a las curvas de destilación tanto de diseño como las que arroja el simulador.

Los errores que se presentan corresponden a errores relativos, es decir al porcentaje de la diferencia entre el valor del diseño y el de la simulación.



TURBOSINA			
	Diseño	Simulación	%Error
<b>Temperatura (° C)</b>	177	175	1.41
<b>Presión (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	1.6	1.7	6.25
<b>Flujo BPD</b>	5534	5534	0.00
Destilación ASTM D86			
<b>5%</b>	172	179	3.91
<b>15%</b>	180	184	2.32
<b>25%</b>	184	186	1.22
<b>35%</b>	188	188	0.14
<b>45%</b>	194	189	2.51
<b>55%</b>	199	191	3.95
<b>65%</b>	208	194	6.78
<b>75%</b>	216	197	8.72
<b>85%</b>	229	201	12.19
<b>93%</b>	238	205	13.75
PROMEDIO			4.86

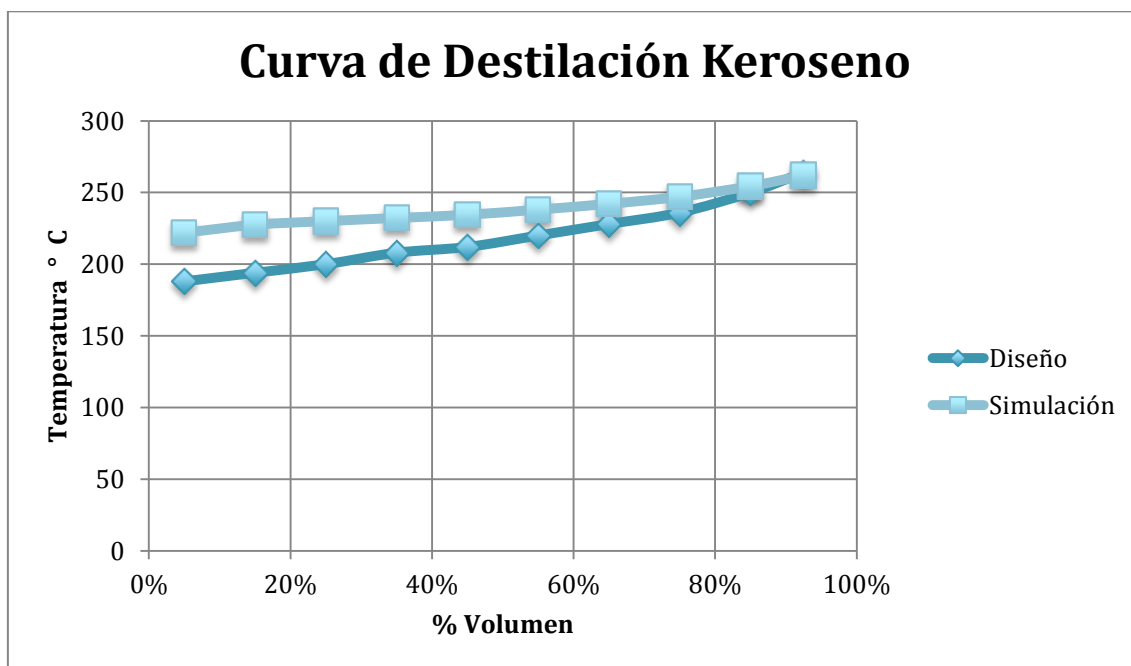
Tabla 7. 3



Gráfica 7. 1

KEROSENO			
	Diseño	Simulación	%Error
<b>Temperatura (° C)</b>	220	220.7	0.32
<b>Presión (kg/cm2)</b>	1.7	1.7	0.00
<b>Flujo BPD</b>	9724	8560	11.97
<b>Destilación ASTM D86</b>			
<b>5%</b>	188	222	18.04
<b>15%</b>	194	228	17.27
<b>25%</b>	200	230	15.02
<b>35%</b>	208	232	11.66
<b>45%</b>	212	234	10.60
<b>55%</b>	220	238	8.22
<b>65%</b>	228	242	6.18
<b>75%</b>	236	247	4.66
<b>85%</b>	250	254	1.77
<b>93%</b>	264	262	0.76
	PROMEDIO		8.19

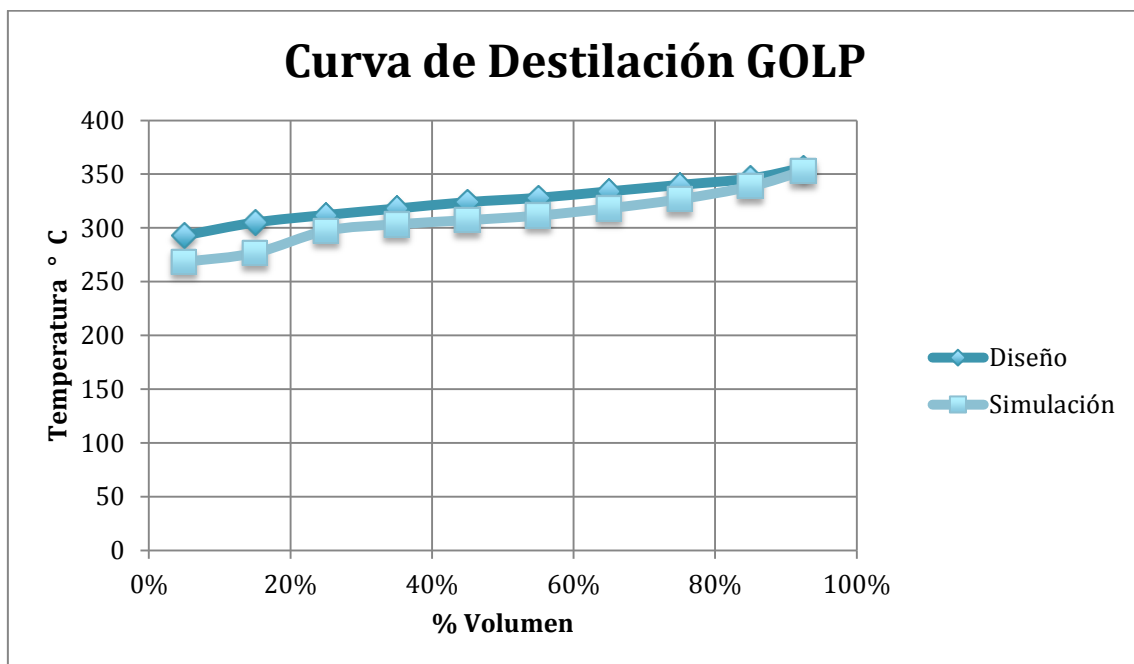
Tabla 7. 4



Gráfica 7. 2

GOLP			
	Diseño	Simulación	%Error
<b>Temperatura (° C)</b>	273	269.9	1.14
<b>Presión (kg/cm2)</b>	1.8	1.8	0.00
<b>Flujo BPD</b>	10505	5512	47.53
Destilación ASTM D1160			
<b>5%</b>	293	268	8.41
<b>15%</b>	305	277	9.26
<b>25%</b>	312	297	4.72
<b>35%</b>	318	303	4.60
<b>45%</b>	324	307	5.19
<b>55%</b>	328	311	5.04
<b>65%</b>	334	318	4.72
<b>75%</b>	340	327	3.91
<b>85%</b>	346	339	2.16
<b>93%</b>	356	353	0.85
	PROMEDIO		7.50

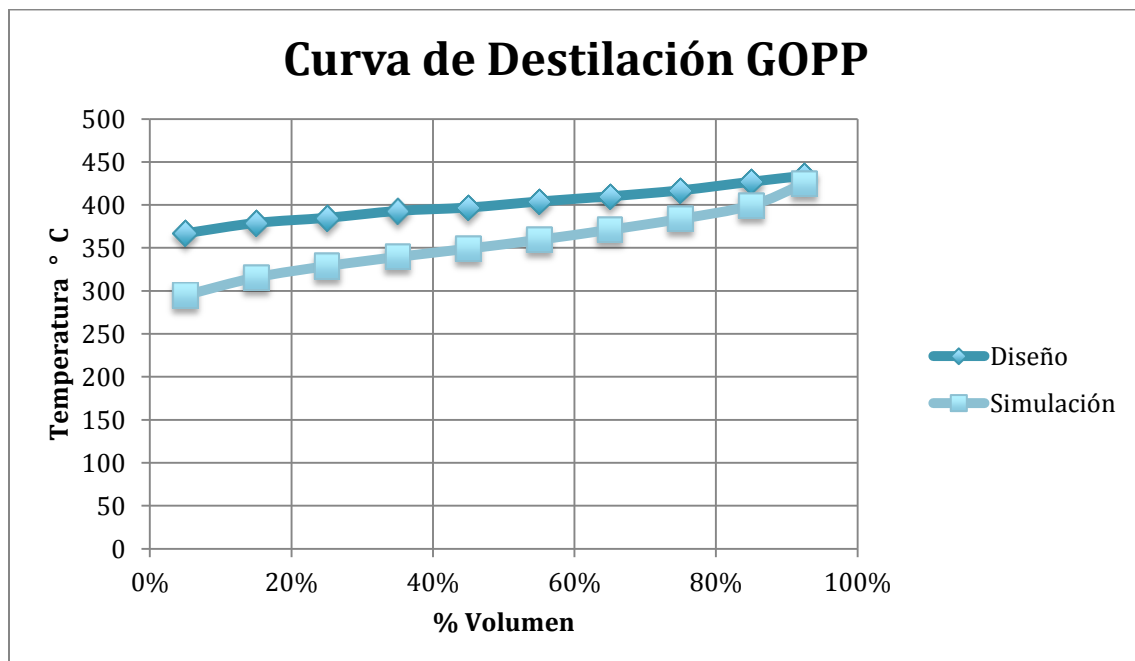
Tabla 7. 5



Gráfica 7. 3

GOPP			
	Diseño	Simulación	%Error
<b>Temperatura (° C)</b>	333	302	9.31
<b>Presión (kg/cm2)</b>	1.8	1.8	0.00
<b>Flujo BPD</b>	4524	4524	0.00
Destilación ASTM D1160			
<b>5%</b>	367	295	19.63
<b>15%</b>	379	316	16.71
<b>25%</b>	385	329	14.60
<b>35%</b>	393	340	13.61
<b>45%</b>	397	349	12.05
<b>55%</b>	404	359	11.02
<b>65%</b>	410	371	9.49
<b>75%</b>	417	384	7.97
<b>85%</b>	427	399	6.45
<b>93%</b>	434	425	2.11
	PROMEDIO		11.36

Tabla 7. 6



Gráfica 7. 4

### 7.2.1 Validación De La Simulación Mediante Flujo

En la siguiente tabla se puede apreciar los flujos de diseño y los flujos que se obtuvieron con el simulador, así como el porcentaje de error.

Validación de la Simulación por Flujo				
		Diseño BDP	Simulación BDP	Error
<b>Entradas</b>				
		Diseño BDP	Simulación BDP	Error %
<b>Alimentación a la torre Atmosférica</b>	Crudo Precalentado más vapor	91250	91250	0.0
<b>Vapor a Agotador 1</b>	Vapor	163	163	0.0
<b>Vapor a Agotador 2</b>	Vapor	284	284	0.0
<b>Vapor a Agotador 3</b>	Vapor	357	357	0.0
<b>Vapor a Agotador 4</b>	Vapor	169	169	0.0
<b>Total</b>			92223	
<b>Salidas</b>				
<b>Domo</b>	Gasolina	22395	16060	28.3
<b>Fondo</b>	Residuo Atmosférico	35500	47800	34.6
<b>Producto Agotador 1</b>	Turbosina	5537	5534	0.1
<b>Producto Agotador 2</b>	Keroseno	9724	8560	12.0
<b>Producto Agotador 3</b>	GOLP	12025	9745	19.0
<b>Producto Agotador 4</b>	GOPP	4524	4524	0.0
<b>Total</b>			92223	

Tabla 7. 7

Como se puede observar los flujos con mayor error, son los flujos del domo y del fondo, esto se debe a que el volumen de combustible que no se logra recuperar en los agotadores se recupera en el fondo de la columna.

### **7.3 Corrientes De La Torre De Vacío**

Debido a la falta de datos, no se realizó la simulación de la torre de vacío, el principal problema que se presentó en esta sección, es que el tren de precalentamiento usa las corrientes de salida de la torre de vacío.

Para solucionar el problema se optó por definir compuestos hipotéticos, los cuales son:

- Gasóleo Pesado de Vacío (GOPV)
- Recirculación de Gasóleo Pesado de Vacío (PA de GOPV)
- Residuo de Vacío

### **7.4 Simulación Del Tren De Precalentamiento**

El tren de Precalentamiento inicia con la alimentación del Crudo Maya proveniente del límite de batería, anteriormente mencionado. Los intercambiadores de calor involucrados en este proceso son de coraza y tubos, llevando el fluido caliente por el lado de la coraza mientras que el fluido frío, en este caso el crudo, va por el lado de los tubos.

Los cambios que se hicieron en esta sección para el mejoramiento de los productos son: un intercambiador nuevo y tres intercambiadores con cambios de servicio, en el Anexo 11.2 se puede observar el diagrama de flujo de proceso en donde especifican estos cambios.

Por otra parte en la Imagen 7.16 se puede observar que la corriente de Crudo Maya entra al primer intercambiador de calor EA-100, las corrientes involucradas son el Crudo Maya y la recirculación del Gasóleo Ligero Primario proveniente de la salida del intercambiador EA-102. En esta sección del tren de

precalentamiento sale a una temperatura de 36 ° C siendo la corriente 2. La salida de Gasóleo Ligero Primario pasa entra a un enfriador.

Posteriormente la corriente 2 entra al intercambiador de calor EA-101, la corriente caliente es el Keroseno proveniente del agotador. Como ya se mencionó por el lado de los tubos va el crudo que corresponde a la corriente 3, saliendo a una temperatura de 49 ° C. Subsecuentemente entra al Intercambiador de calor EA-102, el cual intercambia calor con la corriente de Gasóleo Ligero Primario proveniente del Agotador.

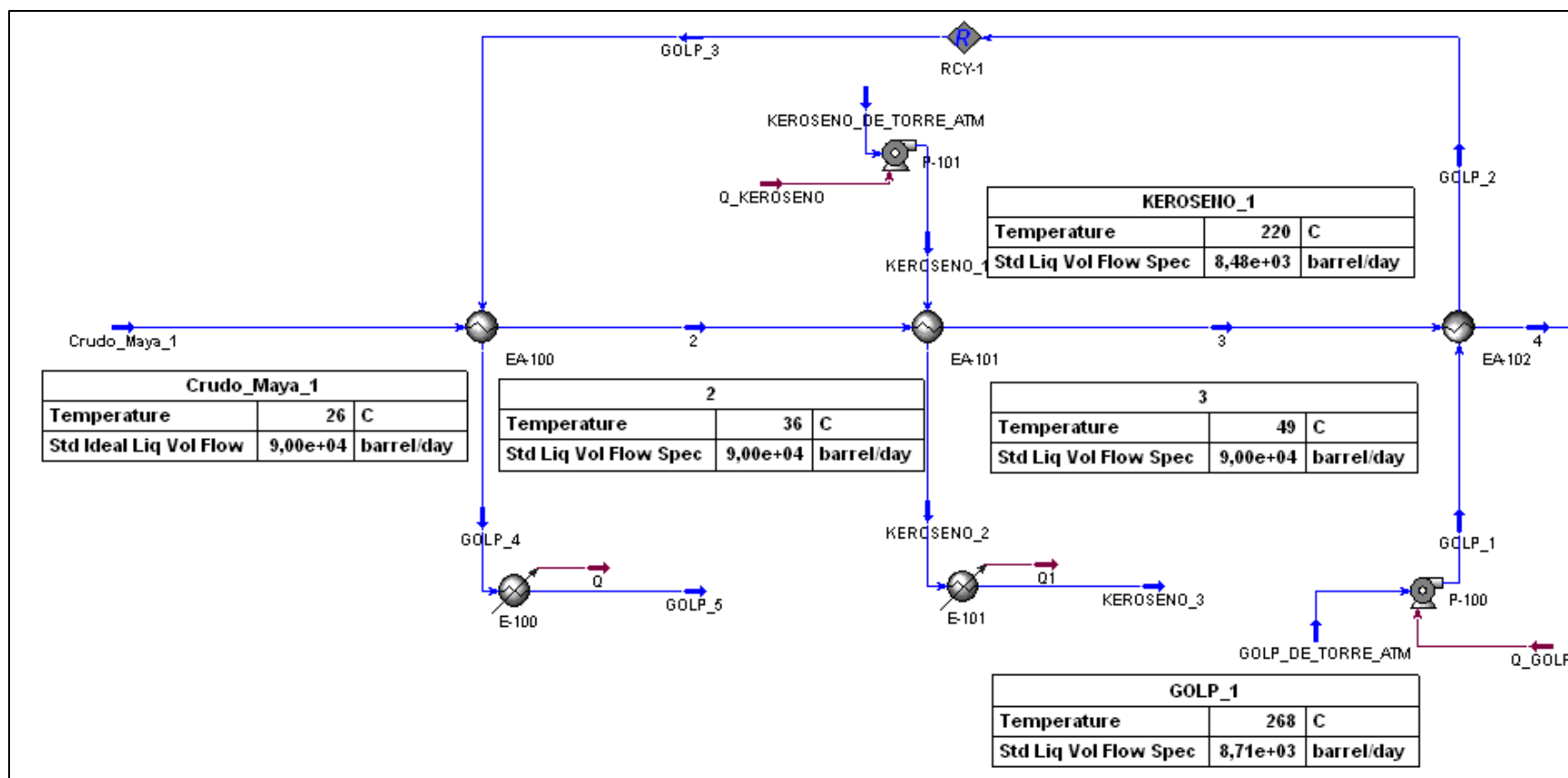


Imagen 7. 16



La temperatura por el lado de tubo es de 75 ° C, representado por la corriente 4.

En la Imagen 7. 17 se observa que la corriente 4 entra al intercambiador EA-103, el fluido caliente de este intercambiador es el Gasóleo Pesado de Vacío proveniente de la destilación al vacío, elevando la temperatura del crudo hasta 101 ° C, representado por la corriente 5,.

La alimentación por el lado del tubo del intercambiador EA-104 es representada por la corriente 5, mientras que por el lado de la coraza se cuenta con el Gasóleo Primario Pesado proveniente del fondo del agotador.

Por otra parte la salida del fluido que va por el lado de la coraza, es decir, del Gasóleo Primario Pesado entra a un enfriador, mientras que el crudo sale a una temperatura de 111.6 ° C, representado por la corriente 6.

El siguiente intercambiador es el EA-105, el cual por el lado de tubos es alimentado por la corriente 6, y por el lado de la coraza es la recirculación del Gasóleo Pesado de Vacío, el cuál proviene del intercambiador EA-110, la temperatura del crudo a la salida de este intercambiador es de 130.0 ° C, representado por la corriente 7. Siendo esta la alimentación a las desaladoras.

Se puede observar en la Imagen 7. 18 a las desaladoras, como se mencionó, tiene como objetivo de eliminar las sales que se puedan producir en el crudo, a la corriente de crudo se le inyecta agua que proviene del sistema de eyectores de la sección de vacío.

Este proceso se lleva a cabo con dos desaladoras que operan en paralelo recibiendo la mezcla de crudo y agua, en las corrientes de salida, se tiene por un lado el crudo desalado, representado por las corrientes 9 y 11 respectivamente y el agua del proceso.

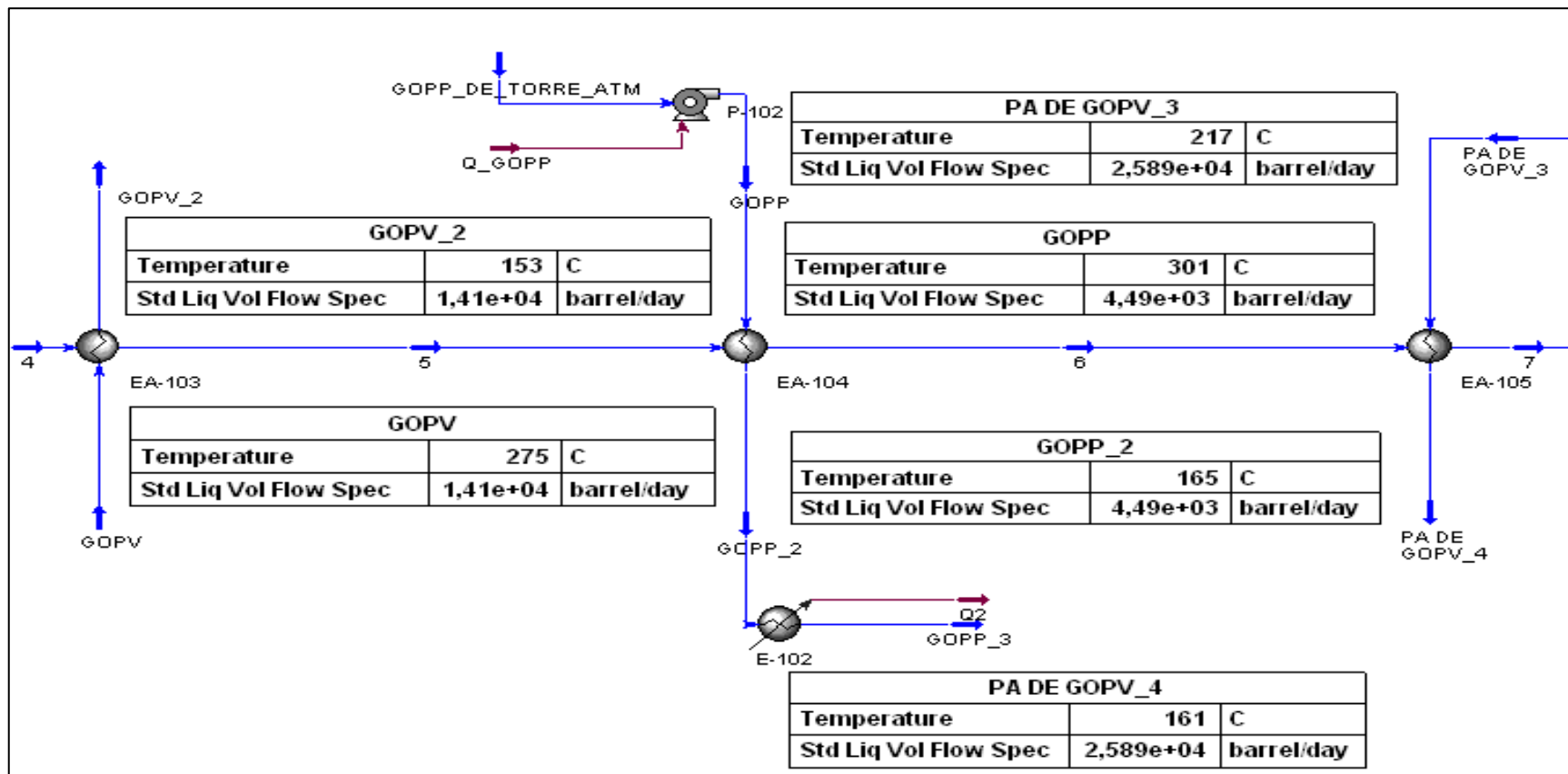


Imagen 7. 17

El crudo desalado entra al intercambiador EA-106 representado por la corriente 13, este intercambiador tiene como alimentación por el lado de la coraza al Reflujo Intermedio Ligero Atmosférico, que proviene de la torre atmosférica. La temperatura a la salida por el lado de tubos es de 143.0 ° C, representado por la corriente 14. El siguiente intercambiador, el EA-107 la alimentación por el lado de la coraza es la recirculación del Residuo de Vacío que proviene del Intercambiador EA-111, por el lado de los tubos el crudo sube hasta una temperatura de 157.0 ° C equivalente a la corriente 15.

El intercambiador EA-108 tiene por alimentación como flujo caliente el Reflujo Primario Pesado proveniente de la torre atmosférica, elevando la temperatura del crudo hasta 171.8 ° C.

Posteriormente la alimentación del intercambiador EA-109 por el lado de los tubos corresponde a la corriente 16, la cual concierne a la salida del intercambiador anterior, está aumenta su temperatura por el intercambio de calor del Residuo de Vacío, proveniente de la torre de vacío, cabe mencionar que este flujo es equivalente al flujo por el lado de la coraza del intercambiador EA-111. La temperatura a la salida por el lado de los tubos, corriente 17, corresponde a una temperatura de 186.4 ° C.

El siguiente intercambiador, el EA-110, tiene como alimentación la Recirculación de Gasóleo Pesado de Vacío, recordando que a la salida de esté corresponde a la entrada del intercambiador EA-105. Por otra lado la temperatura de la corriente 18 llega a 204 ° C. Está última temperatura entra al intercambiador EA-111 la cual sube su temperatura debido al Residuo de Vacío, claramente por el lado de la coraza, previamente se menciona que la salida del Residuo de Vacío equivale a la entrada del intercambiador EA-107. En cuanto a la salida por el lado de los tubos la temperatura a la que llega el crudo es de 234.5 ° C que corresponde a la corriente 19.

El proceso anteriormente descrito se puede observar en la Imagen 7. 19.

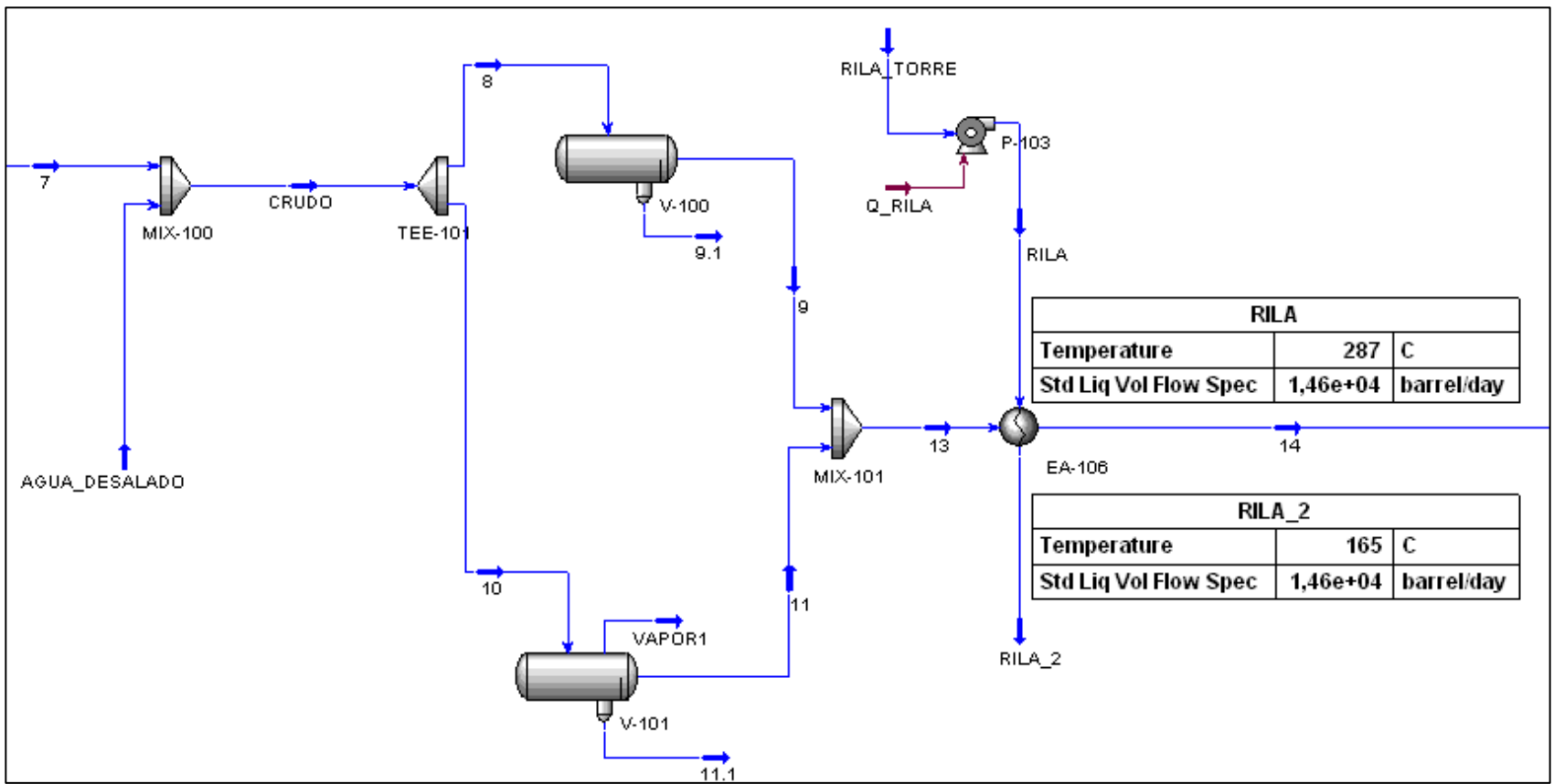


Imagen 7. 18

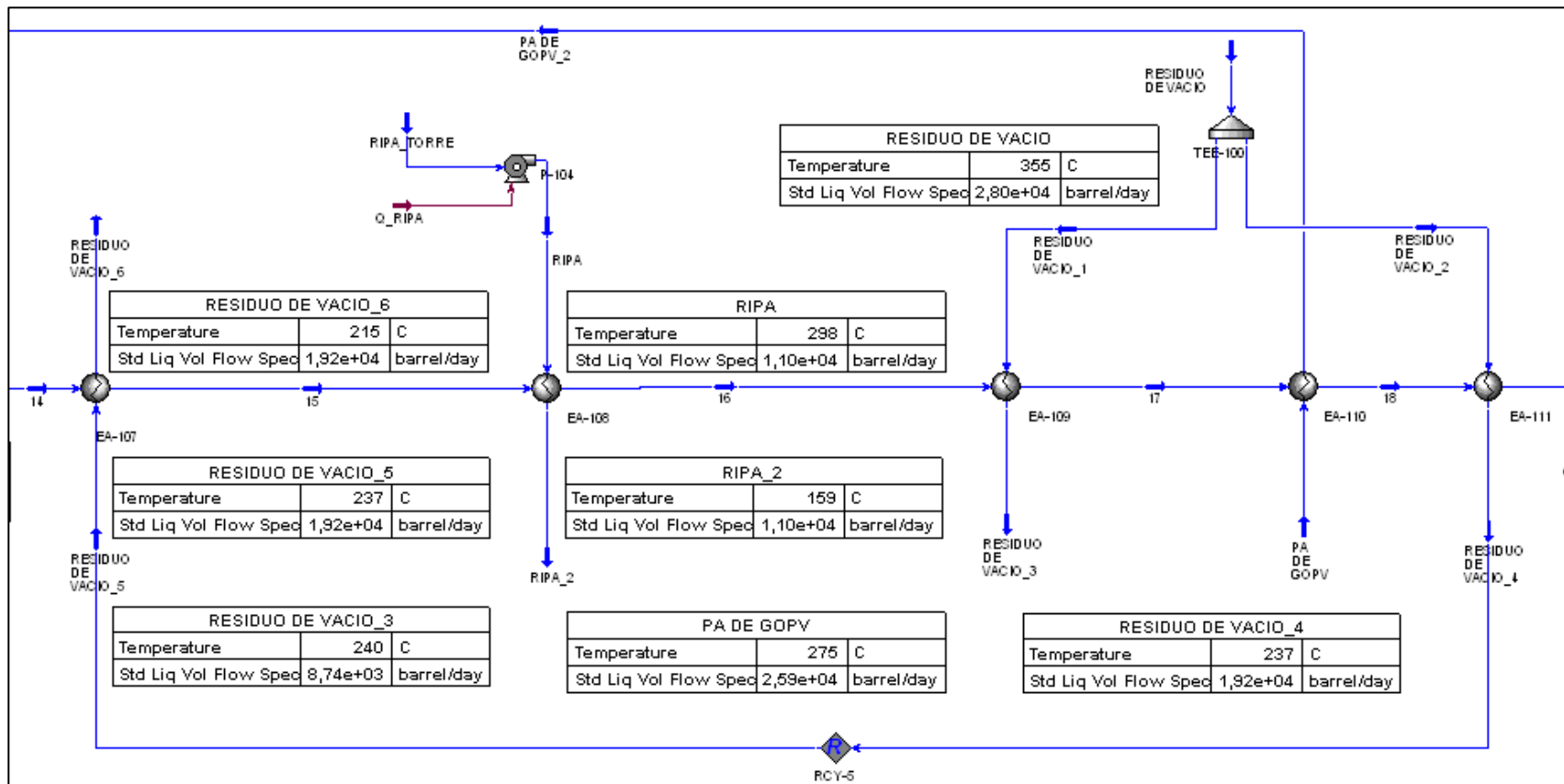


Imagen 7. 19

Para que la simulación se haya completado se tiene que ingresar la corriente 19 al calentador de fuego directo, este proceso se puede observar en la Imagen 7. 20, la temperatura a la salida es de 368 ° C representado por la corriente 20.

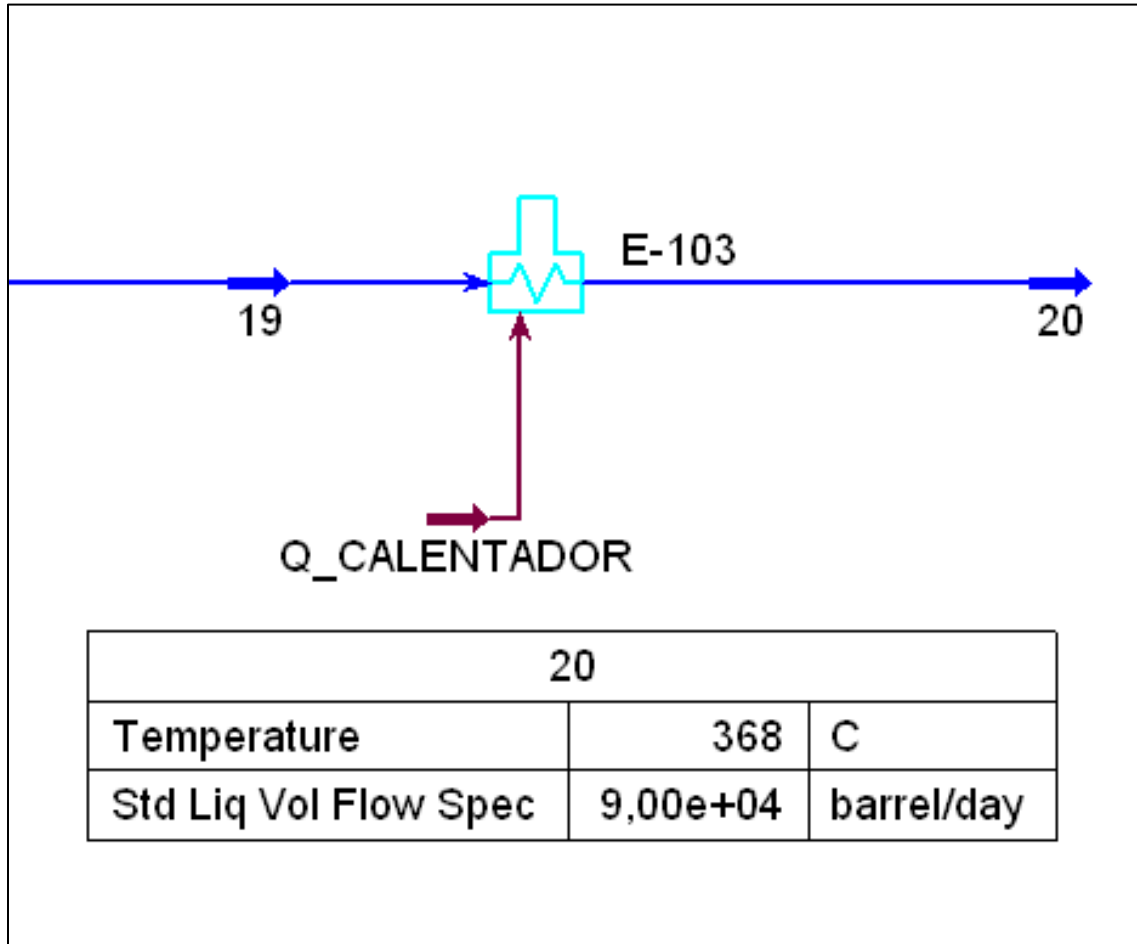


Imagen 7. 20

Finalmente la Imagen 7. 21 se puede observar el esquema completo del pre calentamiento del crudo antes de llegar como alimentación a la Torre Atmosférica, mientras que el Anexo 1 contiene las condiciones y las propiedades termodinámicas de cada corriente.

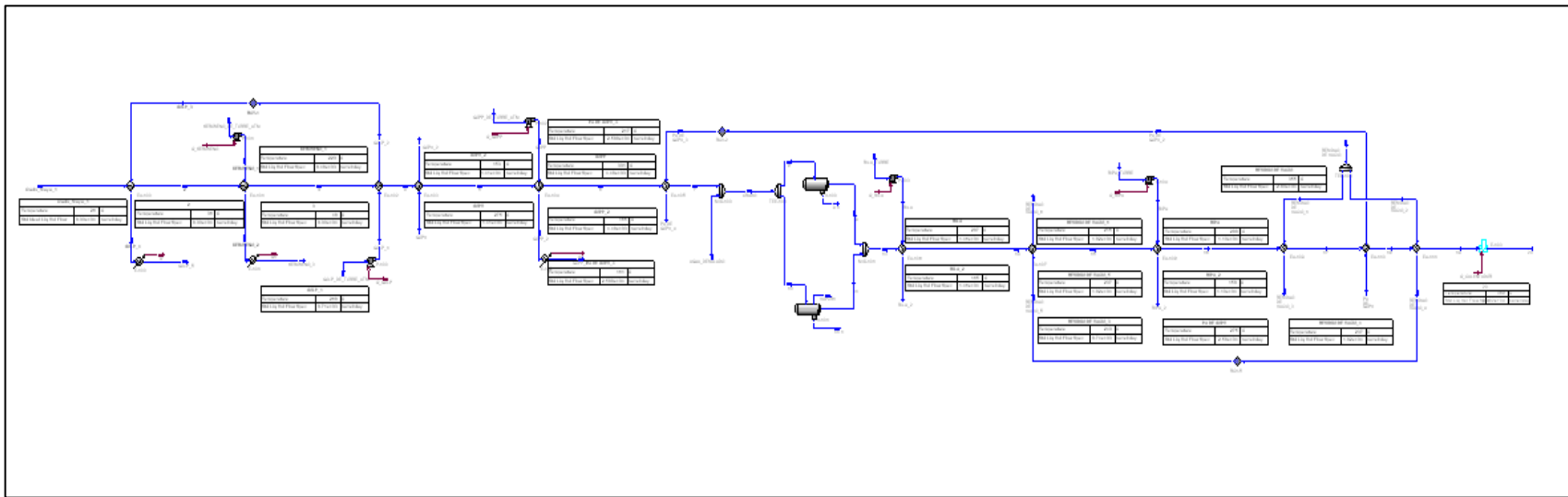


Imagen 7. 21

# CAPITULO VIII

## 8. Evaluación Energética

La planta cuenta con una red de intercambiadores que precalientan el crudo que proviene del límite de batería, desde una temperatura de 26 ° C hasta 368 ° C a la entrada de la torre atmosférica, considerando 11 intercambiadores proceso – proceso, 1 quemador a fuego directo y 3 enfriadores.

En la Tabla 8. 1. Se pueden observar los intercambiadores proceso – proceso que involucran al tren de precalentamiento.

INTERCAMBIADORES DEL PROCESO DE PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO						
TAG	T en Fría ° C	T sa Fría ° C	T en Caliente ° C	T sa Caliente ° C	Fluido Tubo	Fluido Envoltente
EA-100	26.0	36.0	118.0	77.3	Crudo	Gasóleo Ligero Primario
EA-101	36.0	49.0	220.0	122.0	Crudo	Keroseno
EA-102	49.0	75.0	220.0	118.0	Crudo	Gasóleo



						Ligero Primario
<b>EA-103</b>	75.0	100.0	275.0	153.0	Crudo	Gasóleo Pesado de Vacío
<b>EA-104</b>	100.0	111.0	333.0	165.0	Crudo	Gasóleo Pesado Primario
<b>EA-105</b>	111.0	130.0	217.0	161.0	Crudo	Recirculación de Gasóleo Pesado de Vacío
<b>EA-106</b>	130.0	143.1	253.0	165.0	Crudo	Reflujo Intermedio Ligero
<b>EA-107</b>	143.1	149.0	215.0	237.0	Crudo	Residuo de Vacío
<b>EA-108</b>	149.0	172.0	323.0	159.0	Crudo	Reflujo Pesado Primario
<b>EA-109</b>	172.0	186.0	355.0	240.0	Crudo	Residuo de Vacío
<b>EA-110</b>	186.0	204.0	275.0	217.0	Crudo	Recirculación de Gasóleo Pesado de Vacío
<b>EA-111</b>	204.0	234.0	355.0	237.0	Crudo	Residuo de Vacío

**Tabla 8. 1**

## 8.1 $\Delta T$ Mínima De La Red De Pre calentamiento

La  $\Delta T_{\min}$  se determina con la evaluación de las temperaturas de las corrientes de entrada y salida que involucran a los intercambiadores en el proceso de calentamiento del crudo, este análisis mostró que el mínimo acercamiento se dio en el intercambiador EA108 ya que presenta una  $\Delta T_{\min}$  de 10 ° C, en la Tabla 8. 2 se pueden observar las diferencias de temperatura que se presento para cada equipo involucrado en el proceso de pre calentamiento.

TAG	$\Delta T$ Corriente Caliente ° C	$\Delta T$ Corriente Fría ° C
EA-100	82	51
EA-101	171	86
EA-102	145	69
EA-103	175	78
EA-104	222	65
EA-105	87	50
EA-106	109.9	35
EA-107	66	93.9
EA-108	151	<b>10</b>
EA-109	169	68
EA-110	71	31
EA-111	121	33

Tabla 8. 2

## 8.2 Análisis Energético

Para obtener los requerimientos mínimos de servicios de calentamiento y enfriamiento se determinan mediante el Punto de Pliegue o Pinch, de las corrientes que involucran al proceso, esto se realizó por medio del simulador Aspen Energy Analyzer, en la Imagen 8. 1 se puede observar como se realiza un

nuevo caso en este simulador, mientras que Imagen 8. 2 se muestra la exportación del tren de precalentamiento de crudo que se elaboró con el simulador de Aspen Hysys.

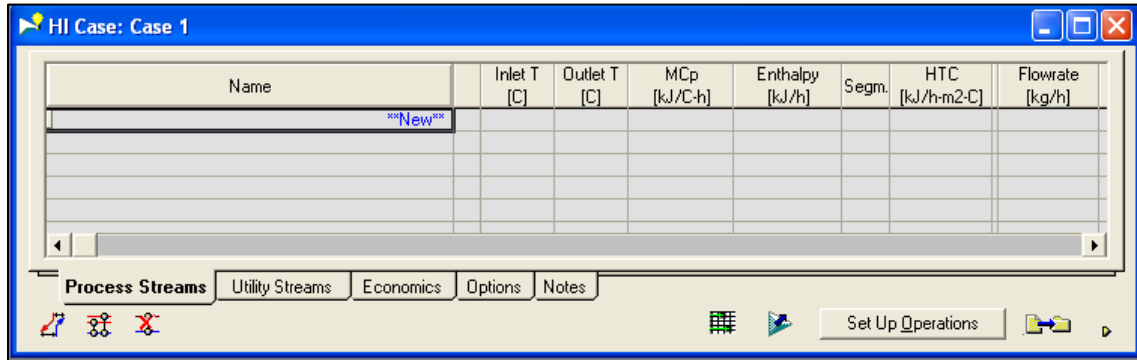


Imagen 8. 1

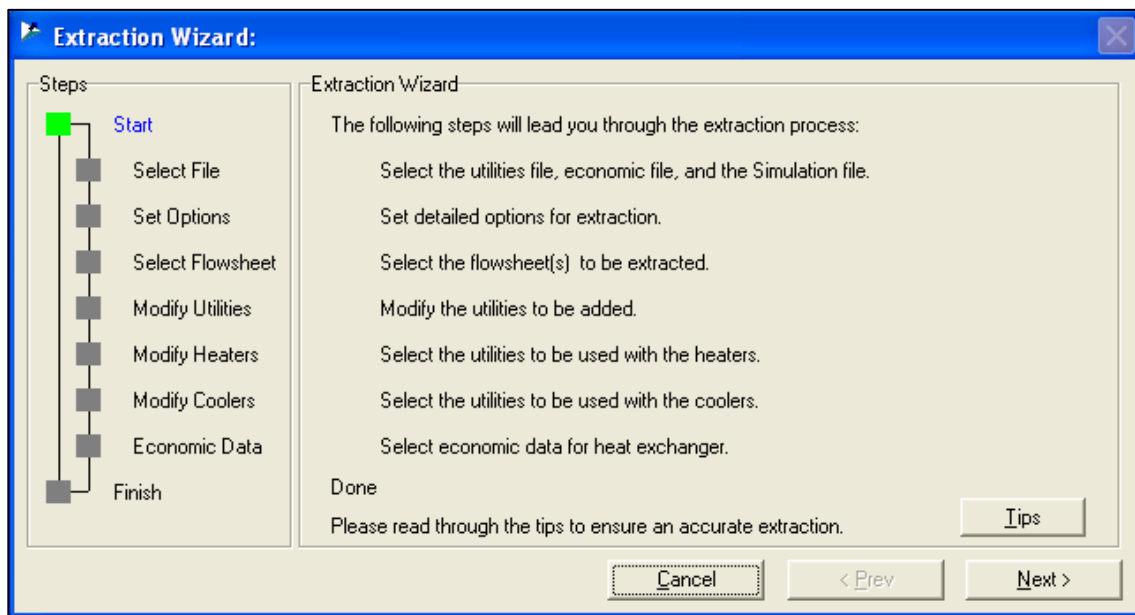
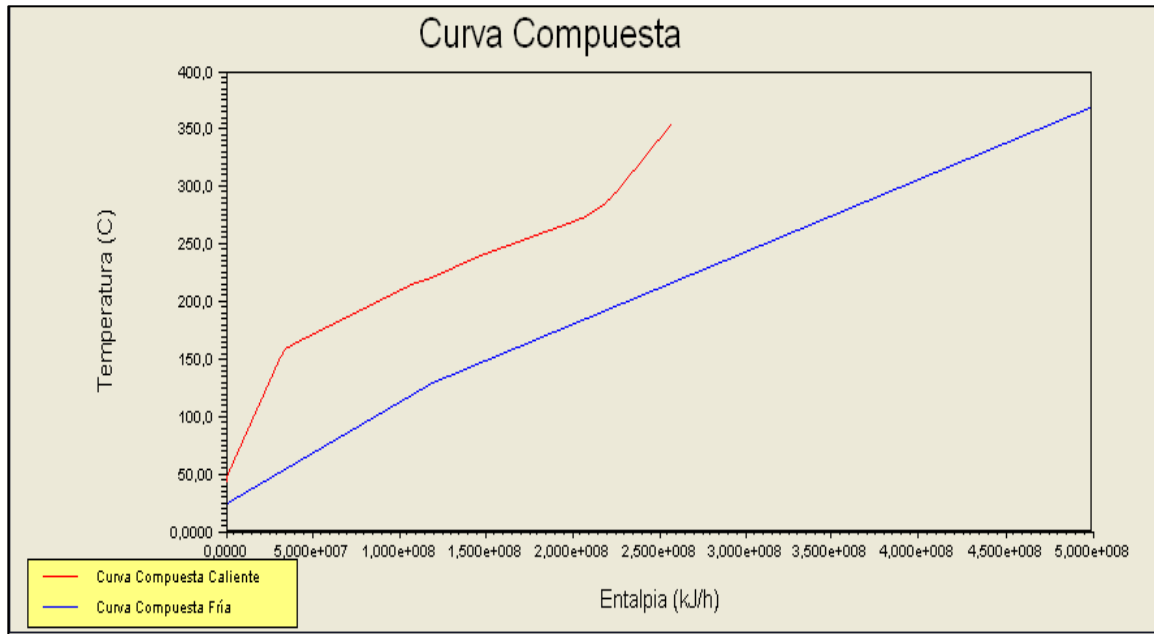


Imagen 8. 2

Aspen Energy Analyzer proporciona la curva compuesta, esta se puede observar en la Imagen 8.3, representando a las corrientes calientes la línea roja y las corrientes frías corresponden a la línea azul.



**Imagen 8.3**

Como se mencionó en el capítulo 6, existen algunos procesos que no cuentan con Punto de Pliegue o Pinch, ya que estos procesos sólo requieren o servicios de calentamiento o enfriamiento, y en este caso sólo se requieren servicios de calentamiento, por lo que el coste de servicios no cambia, permanece constante.

Por otra parte el simulador también nos arroja la gran curva compuesta, el cual es un diagrama que representa la energía total necesaria del proceso, resultado de un balance de entalpía de las corrientes calientes y frías del proceso, este diagrama se puede observar en la Imagen 8.4.

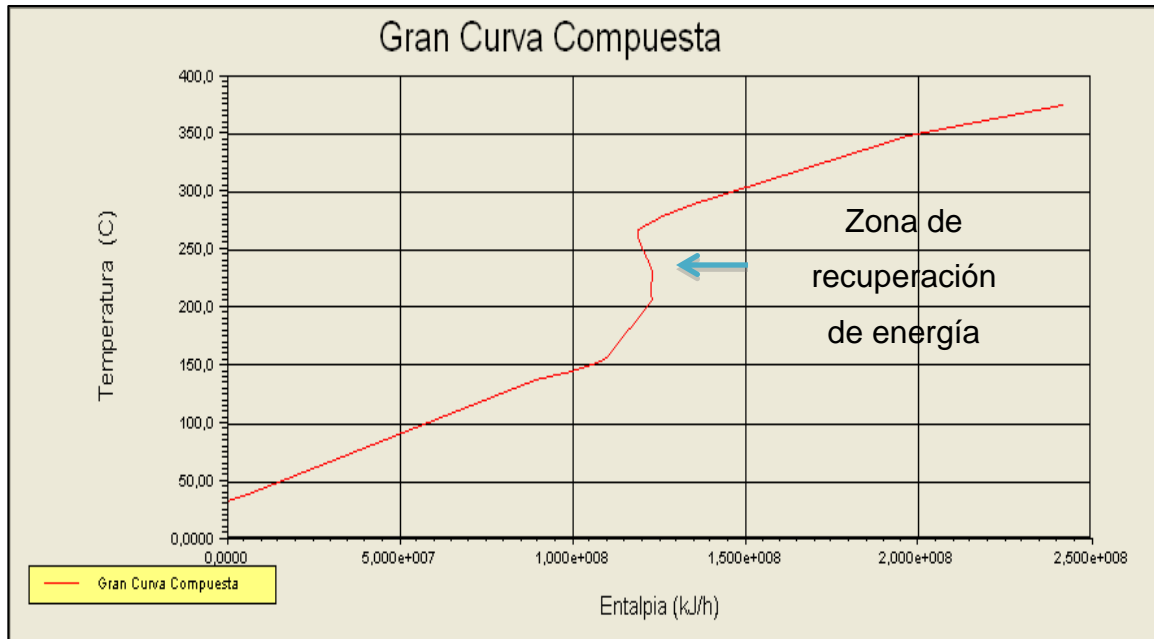


Imagen 8. 4

La zona de recuperación de energía, corresponde a la posibilidad de integración de calor entre corrientes de proceso.

Otro de los objetivos del presente trabajo es la obtención del diagrama de red en forma de malla, al igual que los diagramas anteriores, éste se obtuvo de con el simulador Aspen Energy Analyzer.

Las corrientes calientes se agrupan en la parte intermedia de la malla y son dibujadas en dirección de izquierda a derecha, mientras que las corrientes frías se agrupan en la parte inferior y son dibujadas en dirección opuesta.

Los intercambiadores de proceso – proceso son representados por una esfera gris, los enfriadores por una esfera azul y los calentadores por una esfera roja. Estas esferas se encuentran unidas por una línea vertical que indica las que corrientes están involucradas, se puede observar en la Imagen 8. 5.

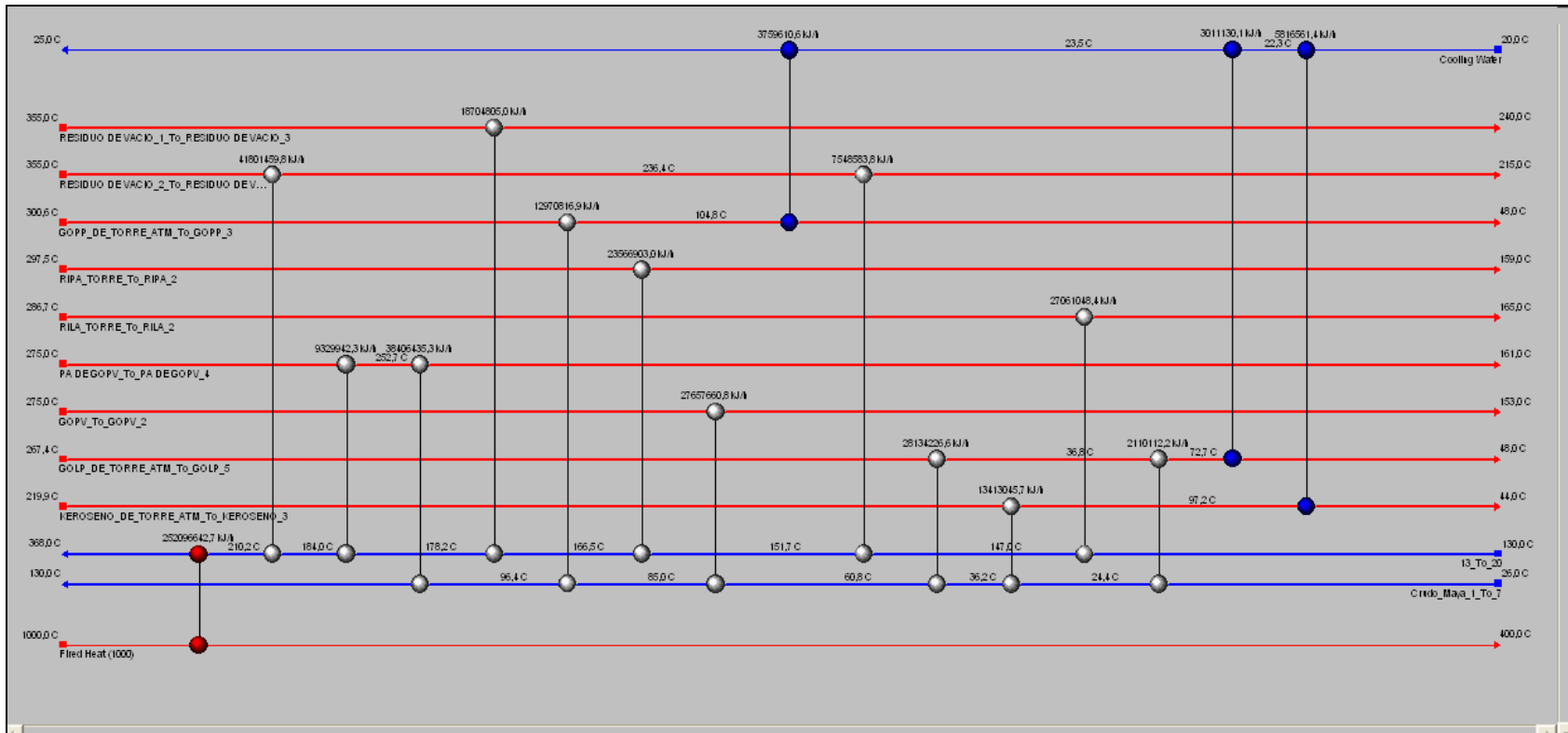


Imagen 8. 5

Como se puede observar en la Imagen 8.5 no se presenta Punto de Pliegue o Pinch como se mencionó anteriormente.

Por otra parte, como ya se había mencionado en el capítulo 6, por cada intercambiador que se tenga adicional al mínimo número de unidades de intercambio se cuenta con una ruta o ciclo en el sistema, en la Imagen 8.6 se puede observar uno de los ciclos con los que cuenta el proceso.

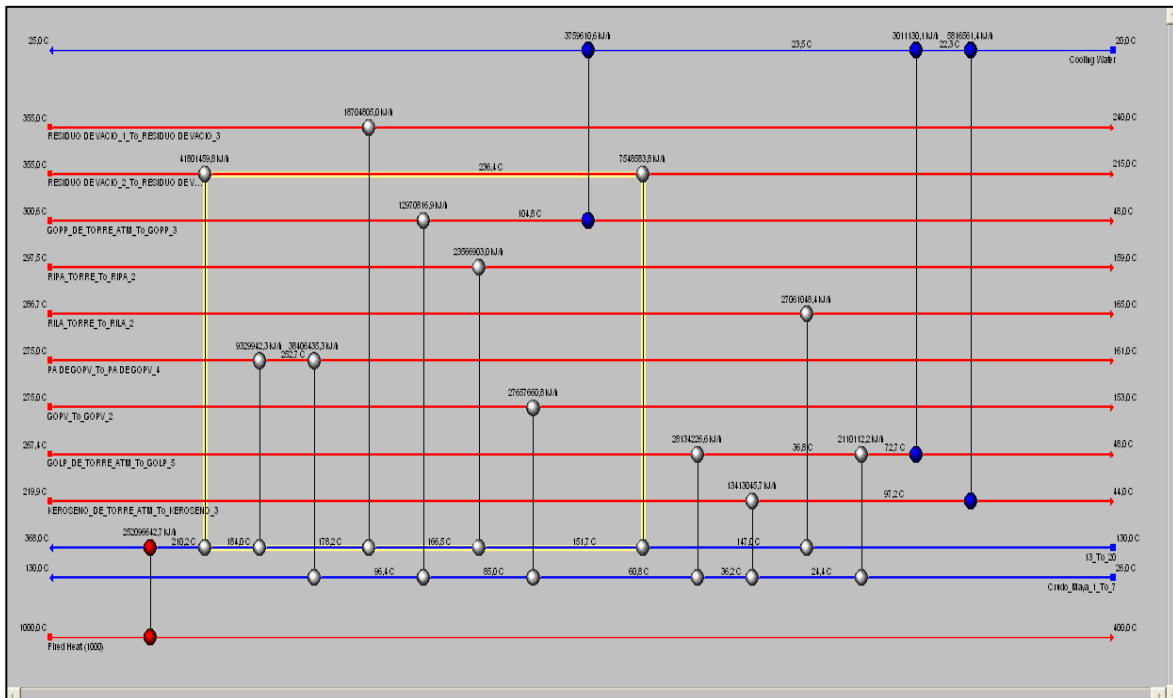


Imagen 8. 6

En la imagen anterior el ciclo está representado por la línea amarilla, representando a un conjunto de equipos. En la imagen 8.7 se puede observar una trayectoria, la cual es un conjunto de equipos que al unirlos inicia en un servicio y termina en otro distinto.

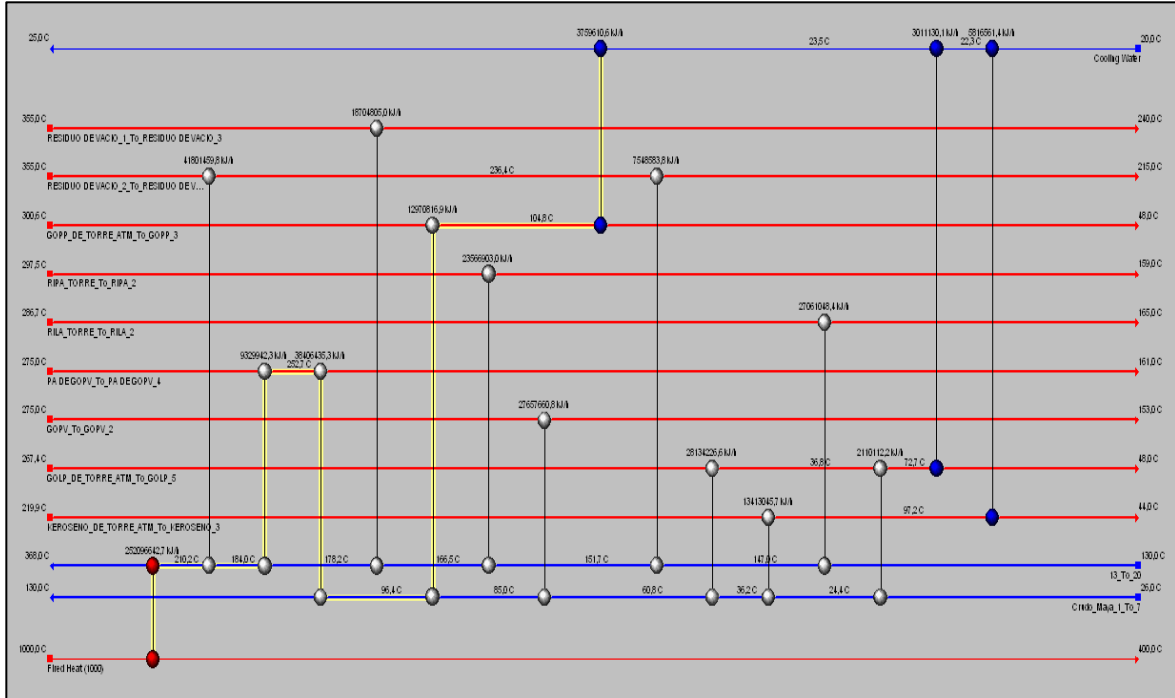


Imagen 8. 7

En cuanto a los consumos de servicio en la Imagen 8. 8 se pueden observar los resultados que obtuvimos.

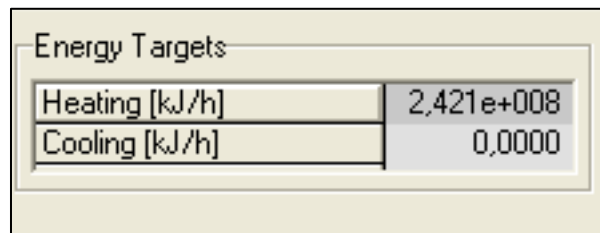


Imagen 8. 8

Como se puede observar no requiere servicios de enfriamiento.



## 9. Conclusiones

Se generó el esquema de simulación de la torre atmosférica con la finalidad de tener las condiciones y las propiedades de las corrientes que involucran el tren de precalentamiento que llega a la torre atmosférica, para evaluar la validez de la simulación se obtuvieron las curvas de destilación ASTM D86 para el caso de Turbosina y de Keroseno y las curvas de destilación ASTM D1116 para los gasóleos, estas tienen errores aceptables menores al 12%.

En cuanto a las temperaturas de las corrientes de salida de la torre atmosférica se generaron resultados satisfactorios, ya que los errores son menores al 5%.

La variable que se modificó en la torre atmosférica fue la entrada de vapor de agua sobrecalentado, en el diseño requiere 1,000 BPD y se modificó hasta 1,250 BPD, al hacer esta modificación se incrementó el flujo de cada corriente así como la temperatura y con esto se aproximó a los resultados del diseño.

El fin que tiene el vapor de agua sobrecalentado es disminuir la presión parcial de los hidrocarburos y agotar el residuo, favoreciendo la vaporización de los compuestos más volátiles con el objetivo de que asciendan a la zona de la columna que tenga la presión y temperatura adecuada para que se produzca la extracción de la fracción definida.

Por otra parte, no se contaba con toda la información para realizar la simulación de la torre atmosférica por lo que las corrientes que intercambian calor con la torre de vacío se simularon como hipotéticas.

Al tener la información de las corrientes que involucran el proceso del precalentamiento del crudo se procedió a realizar su simulación, gracias a que se contaba con bastante información tanto de las corrientes como de las dimensiones de los intercambiadores la simulación convergió rápidamente.

Las temperaturas que se obtuvieron a la salida de los intercambiadores son satisfactorias.

Finalmente el presente trabajo tiene como alcance la obtención de la curva compuesta, la gran curva compuesta y de la representación de la red en forma de malla por medio del simulador Aspen Energy Analyzer, este proceso fue el más complicado ya que para mejores resultados se tienen que considerar varios aspectos:

1. Si el proceso al cual deseamos realizar un análisis energético cuenta con equipos o corrientes que no están directamente involucradas con el proceso, es mejor eliminarlas, ya que Aspen Energy Analyzer involucrará a todos los equipos o corrientes como parte del análisis energético. Para solucionar este punto se puede optar por seleccionar que sólo los equipos como intercambiadores, calentadores y enfriadores sean considerados.
2. Al obtener la representación de la red en forma de malla puede no converger al principio, esto se puede solucionar seleccionando el equipo de servicio y modificando las temperaturas de estos servicios.

En cuanto a los diagramas que obtuvimos los resultados fueron satisfactorios, ya que como se puede observar en la descripción del proceso los únicos servicios que requiere el sistema es de calentamiento, y las tres graficas así nos lo proporcionan, ninguna representa inconsistencias ni contrariedades.

Se proporciona el consumo de servicios con la finalidad de que el presente trabajo pueda ser referencia de partida para la optimización del tren de precalentamiento.

## 10. Referencias

1. Aspen Hysys Plant Tutorial. "Refining Tutorial".
2. Aspen Energy Analyzer "Pinch Tutorial".
3. Aspen Energy Analyzer User's Guide. Hypotech Ltd. Versión 2009.
4. Bishop & Hamilton. "Petroleum Technology Quarterly". Editorial Q2. USA. 2012.
5. Gary, J.H., Handwerk, G.E. y Kasier, Mark J. "Petroleum Refining, Technology and Economics" 5ª Edición. Editorial CRC Press. USA, 2008.
6. Gutierrez Campos, Diana. "Simulación de la Planta Combinada de 150 000 BDP de crudo Maya que se instalará en la Refinería "Lázaro Cárdenas" en Minatitlán, Veracruz" .Teisi de licenciatura en Ingeniería Química. Universidad Nacional Autónoma de México. 2007.
7. Jones, A., "Petroleum Refinery". Editorial New York: Marcel-Dekker, USA, 2000.
8. Henley, E.J., Seader, J.D. "Operaciones de Separaciones por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química". Editorial Reverté. México 2000.

9. Hydrocarbon Processing. "Refining Processes Handbook." 2008.
10. Instituto Mexicano del Petróleo "Glosario de Términos".
11. Lluch Urpí. "Tecnología y Margen de Refino del Petróleo" 2ª Edición. Editorial. Reverté. España. 2006-
12. Maples, Robert E., "Petroleum Refinery Process Economics 2ª Edición. Editorial
13. Ortiz Bautista Hugo. "Integración y Estudio de Mejora del Desempeño Energético en las Plantas Atmosférica "AA" y de Vacío "AI" de la Refinería "Ing. Antonio M. Amor", en Salamanca, GTO. Con Vinculación a Objetivos de Producción" Tesis de Maestría en Ingeniería Química. Universidad Nacional Autónoma de México. 210
14. Ravagnani Mauro. "Redes de Cambiadores de Calor" Editorial Universidad de Alicante. España. 2012.
15. Schlumberger "Glosario de Término".
16. Toledo Rivera, Martín. "Redes de Intercambio de Calor (Método heurístico)". Universidad Iberoamericana. México. 2009.
17. Velazquez Miguel. "Análisis Pinch de Redes" Collage Station. Texas A&M University. 2007.
18. Wauquier J.P. " El Refino de Petróleo" Editorial Technip. Francia. 1994.

# CAPITULO XI

## **11. Anexos**

Las siguientes hojas presentan las propiedades de cada corriente. Primero se anexan los resultados que se obtuvieron de la torre atmosférica, posteriormente se anexan los resultados que se obtuvieron del tren de precalentamiento que se generaron del simulador de Hysys.



LEGENDS  
Burlington, MA  
USA

Case Name: VERSION\_FINAL\_TORRE\_ATMOSFÉRICA.hsc

Unit Set: NewUser

Date/Time: Wed Jun 05 02:38:04 2013

## Workbook: T-100 (COL1)

### Material Streams

Fluid Pkg:

All

Name	Reflux	To Condenser	FONDO	DOMO	VAPOR
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	116.2	170.0	356.0	116.2	400.0
Pressure (kPa)	147.1	161.6	176.5	147.1	480.5
Molar Flow (kgmole/h)	3184	4689	599.7	1505	458.7
Mass Flow (kg/h)	4.632e+005	5.458e+005	3.154e+005	8.259e+004	8264
Liquid Volume Flow (m3/h)	555.6	662.0	316.7	106.4	8.281
Heat Flow (kJ/h)	-9.140e+008	-1.052e+009	-4.332e+008	-3.202e+008	-1.049e+008
Name	CRUDO_MAYA	TURBOSINA_Draw	TURBOSINA_Return	TURBOSINA	VAPOR_TURBOSINA
Vapour Fraction	0.5442	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	368.0	209.9	197.6	174.5	350.0
Pressure (kPa)	382.5	164.1	164.1	164.1	480.5
Molar Flow (kgmole/h)	2039	263.3	140.0	183.2	59.82
Mass Flow (kg/h)	5.516e+005	4.552e+004	1.469e+004	3.191e+004	1078
Liquid Volume Flow (m3/h)	596.2	52.44	16.86	36.66	1.080
Heat Flow (kJ/h)	-7.121e+008	-8.021e+007	-3.490e+007	-5.910e+007	-1.379e+007
Name	KEROSENO_Draw	KEROSENO_Return	KEROSENO	VAPOR_KEROSENO	GOLP_Draw
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	256.5	244.9	220.7	350.0	305.9
Pressure (kPa)	167.6	167.6	167.6	480.5	173.1
Molar Flow (kgmole/h)	369.6	225.3	248.5	104.2	323.4
Mass Flow (kg/h)	7.365e+004	2.514e+004	5.039e+004	1878	7.956e+004
Liquid Volume Flow (m3/h)	83.10	28.28	56.71	1.881	88.40
Heat Flow (kJ/h)	-1.217e+008	-5.756e+007	-8.821e+007	-2.403e+007	-1.206e+008
Name	GOLP_Return	GOLP	VAPOR_GOLP	GOPP_Draw	GOPP_Return
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	298.7	279.3	350.0	336.6	331.8
Pressure (kPa)	173.1	173.1	480.5	174.0	174.0
Molar Flow (kgmole/h)	225.4	229.1	131.0	119.1	91.36
Mass Flow (kg/h)	2.361e+004	5.831e+004	2360	3.478e+004	8198
Liquid Volume Flow (m3/h)	26.21	64.55	2.365	37.85	9.001
Heat Flow (kJ/h)	-5.776e+007	-9.309e+007	-3.021e+007	-4.974e+007	-2.280e+007
Name	GOPP	VAPOR_GOPP	RILA_Draw	RILA_Return	RIPA_Draw
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	318.2	350.0	286.2	165.0	298.4
Pressure (kPa)	174.0	480.5	169.3	169.3	172.7
Molar Flow (kgmole/h)	89.81	62.02	401.0	401.0	278.5
Mass Flow (kg/h)	2.770e+004	1117	8.695e+004	8.695e+004	6.590e+004
Liquid Volume Flow (m3/h)	29.97	1.120	97.54	97.54	73.54
Heat Flow (kJ/h)	-4.125e+007	-1.430e+007	-1.367e+008	-1.636e+008	-1.012e+008
Name	RIPA_Return				
Vapour Fraction	1.0000				
Temperature (C)	599.7				
Pressure (kPa)	172.7				
Molar Flow (kgmole/h)	278.5				
Mass Flow (kg/h)	6.590e+004				
Liquid Volume Flow (m3/h)	73.54				
Heat Flow (kJ/h)	-2.789e+007				



LEGENDS  
Burlington, MA  
USA

Case Name: VERSION\_FINAL\_TREN\_PRECALENTAMIENTO.hsc

Unit Set: NewUser

Date/Time: Wed Jun 05 02:23:03 2013

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Fluid Pkg:

All

Name	2	3	KEROSENO_1	KEROSENO_2	4
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	36.00 *	49.00 *	220.3	194.0 *	75.00 *
Pressure (kPa)	3207 *	3138	1020 *	951.2 *	3089
Molar Flow (kgmole/h)	2066	2066	239.1	239.1	2066
Mass Flow (kg/h)	5.461e+005	5.461e+005	4.948e+004	4.948e+004	5.461e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	596.2	596.2	56.70	56.70	596.2
Heat Flow (kJ/h)	-1.180e+009	-1.166e+009	-8.590e+007	-8.917e+007	-1.138e+009
Name	5	GOPV	GOPV_2	6	GOPP
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	100.0 *	275.0 *	153.0 *	111.0 *	301.0
Pressure (kPa)	2991	1118 *	1076	2795 *	1020 *
Molar Flow (kgmole/h)	2066	199.1	199.1	2066	96.48
Mass Flow (kg/h)	5.461e+005	8.878e+004 *	8.878e+004	5.461e+005	2.739e+004
Liquid Volume Flow (m3/h)	596.2	93.46	93.46	596.2	29.97
Heat Flow (kJ/h)	-1.110e+009	-1.398e+008	-1.674e+008	-1.097e+009	-4.207e+007
Name	GOPP_2	7	PA DE GOPV_2	PA DE GOPV_4	13
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	165.0 *	130.0 *	217.0 *	161.0 *	130.0
Pressure (kPa)	951.2 *	2726 *	529.6 *	460.9 *	1373
Molar Flow (kgmole/h)	96.48	2066	365.4	365.4	2077
Mass Flow (kg/h)	2.739e+004	5.461e+005	1.630e+005	1.630e+005	5.463e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	29.97	596.2	171.6	171.6	596.4
Heat Flow (kJ/h)	-5.189e+007	-1.074e+009	-2.819e+008	-3.044e+008	-1.077e+009
Name	14	RILA	RILA_2	15	RESIDUO DE VACIO_5
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	143.1 *	287.1	165.0 *	149.0 *	237.0 *
Pressure (kPa)	2059 *	912.0 *	843.4 *	2177 *	2148 *
Molar Flow (kgmole/h)	2077	385.3	385.3	2077	222.7 *
Mass Flow (kg/h)	5.463e+005	8.555e+004	8.555e+004	5.463e+005	1.336e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	596.4	97.54	97.54	596.4	127.4
Heat Flow (kJ/h)	-1.060e+009	-1.326e+008	-1.598e+008	-1.053e+009	-2.284e+008
Name	RESIDUO DE VACIO_6	RIPA	RIPA_2	16	17
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	215.0 *	297.8	159.0 *	172.0 *	186.0 *
Pressure (kPa)	1952 *	843.4 *	774.7 *	2050 *	1981 *
Molar Flow (kgmole/h)	222.7	276.0	276.0	2077	2077
Mass Flow (kg/h)	1.336e+005	6.533e+004	6.533e+004	5.463e+005	5.463e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	127.4	73.54	73.54	596.4	596.4
Heat Flow (kJ/h)	-2.356e+008	-9.977e+007	-1.234e+008	-1.023e+009	-1.005e+009
Name	RESIDUO DE VACIO_7	18	PA DE GOPV	19	RESIDUO DE VACIO
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	240.0 *	204.0 *	275.0 *	234.0 *	355.0 *
Pressure (kPa)	2226 *	1912 *	598.2 *	1844 *	2295 *
Molar Flow (kgmole/h)	101.3	2077	365.4	2077	324.0
Mass Flow (kg/h)	6.077e+004	5.463e+005	1.630e+005 *	5.463e+005	1.944e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	57.93	596.4	171.6	596.4	185.3 *
Heat Flow (kJ/h)	-1.034e+008	-9.801e+008	-2.567e+008	-9.377e+008	-2.710e+008





LEGENDS  
Burlington, MA  
USA

Case Name: VERSION\_FINAL\_TREN\_PRECALENTAMIENTO.hsc

Unit Set: NewUser

Date/Time: Wed Jun 05 02:23:03 2013

## Workbook: Case (Main) (continued)

### Material Streams (continued)

Fluid Pkg:

All

Name	Crudo_Maya_1	RESIDUO DE VACIO_2	RESIDUO DE VACIO_1	GOLP_4	GOLP_3
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	26.00 *	355.0	355.0	77.30 *	118.0 *
Pressure (kPa)	431.5 *	2295	2295	912.0 *	791.4 *
Molar Flow (kgmole/h)	2066	222.7	101.3	208.0	208.0 *
Mass Flow (kg/h)	5.461e+005	1.336e+005	6.077e+004	5.227e+004	5.227e+004
Liquid Volume Flow (m3/h)	596.2 *	127.4 *	57.93	58.26	58.26
Heat Flow (kJ/h)	-1.192e+009	-1.863e+008	-8.472e+007	-1.085e+008	-1.041e+008
Name	PA DE GOPV_3	RESIDUO DE VACIO_4	20	GOLP_5	KEROSENO_3
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.5756	0.0000	0.0000
Temperature (C)	217.0 *	237.0 *	368.0 *	48.00 *	44.00 *
Pressure (kPa)	529.6 *	2148 *	382.5 *	784.5 *	774.7 *
Molar Flow (kgmole/h)	365.4 *	222.7	2077	208.0	239.1
Mass Flow (kg/h)	1.630e+005	1.336e+005	5.463e+005	5.227e+004	4.948e+004
Liquid Volume Flow (m3/h)	171.6	177.4	596.4	58.26	56.70
Heat Flow (kJ/h)	-2.819e+008	-2.284e+008	-6.972e+008	-1.115e+008	-1.052e+008
Name	GOPP_3	GOLP_DE_TORRE_ATI	GOLP_1	GOLP_2	KEROSENO_DE_TORRE
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	48.00 *	267.4 *	267.6	118.0 *	219.9 *
Pressure (kPa)	686.5 *	173.1 *	815.9	791.4	167.6 *
Molar Flow (kgmole/h)	96.48	208.0	208.0	208.0	239.1
Mass Flow (kg/h)	2.739e+004	5.227e+004	5.227e+004	5.227e+004	4.948e+004
Liquid Volume Flow (m3/h)	29.97	58.26 *	58.26	58.26	56.70 *
Heat Flow (kJ/h)	-5.883e+007	-8.478e+007	-8.472e+007	-1.041e+008	-8.597e+007
Name	GOPP_DE_TORRE_ATI	RILA_TORRE	RIPA_TORRE	8	10
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	300.6 *	286.7 *	297.5 *	130.0	130.0
Pressure (kPa)	174.0 *	169.3 *	172.7 *	1373	1373
Molar Flow (kgmole/h)	96.48	385.3	276.0	1698	1469
Mass Flow (kg/h)	2.739e+004	8.555e+004	6.533e+004	3.034e+005	2.625e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	29.97 *	97.54 *	73.54 *	330.3 *	285.8
Heat Flow (kJ/h)	-4.211e+007	-1.327e+008	-9.986e+007	-7.400e+008	-6.403e+008
Name	VAPOR1	11	11.1	AGUA_DESALADO	CRUDO
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	130.0	130.0	130.0	122.0 *	130.0
Pressure (kPa)	1373	1373	1373	1373 *	1373
Molar Flow (kgmole/h)	0.0000	963.4	505.7	1101	3167
Mass Flow (kg/h)	0.0000	2.534e+005	9111	1.983e+004	5.659e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.0000	276.7	9.129	19.87 *	616.1
Heat Flow (kJ/h)	0.0000	-4.997e+008	-1.406e+008	-3.067e+008	-1.380e+009
Name	9	9.1	VAPOR		
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000		
Temperature (C)	130.0	130.0	130.0		
Pressure (kPa)	1373	1373	1373		
Molar Flow (kgmole/h)	1113	584.5	0.0000		
Mass Flow (kg/h)	2.929e+005	1.053e+004	0.0000		
Liquid Volume Flow (m3/h)	319.7	10.55	0.0000		
Heat Flow (kJ/h)	-5.776e+008	-1.625e+008	0.0000		

## **11.2 Anexo 2**

A continuación se presenta el DFP del proceso.

**NOTAS:**

- 1.- PRESION EN kg/cm<sup>2</sup> man, TEMPERATURA EN °C
- 2.- EQUIPO NUEVO
- 3.- EQUIPO CON CAMBIO DE SERVICIO
- 4.- EQUIPO MODIFICADO
- 5.- NORMALMENTE SIN FLUJO

