

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

---

---



FACULTAD DE QUÍMICA

Generación del Esquema de Simulación de la Planta  
Combinada Primaria N° 5 y Preparadora de Carga N° 2 de  
la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas en Minatitlán, Veracruz.

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
Ingeniero Químico

PRESENTA  
Rodrigo Garduño Farías



Ciudad Universitaria, CD. MX.

2018



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: I.Q. Celestino Montiel Maldonado

VOCAL: Dr. Martín Rivera Toledo

SECRETARIO: I.Q. Carlos Álvarez Maciel

1<sup>er</sup> SUPLENTE: Dr. Alberto Rosas Aburto

2<sup>do</sup> SUPLENTE: I.Q. Ileana Rodríguez Castañeda

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos, Conjunto E, Edificio de Ingeniería Química, Facultad de Química, UNAM.

ASESOR DEL TEMA:

SUPERVISOR DEL TEMA:

---

I.Q. Celestino Montiel Maldonado

---

I.Q. Ileana Rodríguez Castañeda

SUSTENTANTE:

---

Rodrigo Garduño Farías

## CONTENIDO

ÍNDICE DE TABLAS .....	5
ÍNDICE DE FIGURAS .....	6
1. INTRODUCCIÓN .....	8
2. OBJETIVO.....	10
2.1 ALCANCE .....	10
3. MARCO TEÓRICO.....	11
3.1 EL PETRÓLEO .....	11
3.2 EL ENSAYO DEL CRUDO.....	184
3.2.1 LA CURVA TBP .....	14
3.2.2 LA CURVA ASTM.....	15
3.2.3 LA GRAVEDAD API.....	17
3.2.4 FACTOR DE CARACTERIZACIÓN KUOP .....	17
3.2.5 OTRAS DEFINICIONES .....	18
3.2.5.1 PUNTO DE CORTE (CUT POINT) .....	18
3.2.5.2 PUNTO FINAL (END POINT) .....	19
3.3 TIPOS DE CRUDO.....	20
3.4 EL PROCESO EN LA PLANTA.....	21
3.4.1 LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.....	22
3.4.2 LA UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO .....	25
3.5. LOS PRODUCTOS DEL PETRÓLEO .....	27
3.5.1 FRACCIONES DE LA DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y AL VACÍO ....	27
4. LA REFINERÍA GRAL. LAZARO CÁRDENAS .....	30
5. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	31
5.1 PRECALENTAMIENTO.....	32
5.2 DESALADO .....	33
5.3 DESPUNTE.....	33
5.4 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.....	34
5.5 DESTILACIÓN AL VACÍO .....	36
6. SIMULACIÓN DEL PROCESO EN LA PLANTA .....	40
6.1 CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO .....	40
6.2 PRECALENTAMIENTO.....	44

6.3 DESALADO.....	46
6.4 DESPUNTE.....	47
6.5 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.....	48
6.6 DESTILACIÓN AL VACÍO .....	55
7. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE LA SIMULACIÓN .....	61
7.1 GENERACIÓN DE CURVAS .....	61
7.2 COMPARACIÓN CON EL MANUAL DE OPERACIÓN .....	62
7.3 ANÁLISIS ADICIONALES.....	70
7.3.1 LOS PERFILES DE LAS COLUMNAS .....	71
8. CONCLUSIONES.....	75
9. BIBLIOGRAFÍA .....	76

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Valores de Flujo para la Torre Atmosférica .....	64
Tabla 2. Valores de Temperatura en los Platos de la Torre Atmosférica .....	65
Tabla 3. Valores de Flujo para la Torre de Vacío .....	65
Tabla 4. Valores de Temperatura en los Platos de la Torre de Vacío .....	65
Tabla 5. Valores de la Curva de Destilación de Nafta Ligera .....	68
Tabla 6. Valores de la Curva de Destilación de Nafta Pesada .....	68
Tabla 7. Valores de la Curva de Destilación de Kerosina.....	69
Tabla 8. Valores de la Curva de Destilación de Diesel.....	69
Tabla 9. Valores de la Curva de Destilación de Gasóleo Ligero de Vacío.....	70
Tabla 10. Rango de Corte Reportado para cada Destilado .....	71
Tabla 11. Comparación de los Intervalos de Temperatura de los Cortes resultantes .....	71

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Butano.....	11
Figura 2. Compuestos Aromáticos .....	11
Figura 3. Etil Mercaptano, la Impureza más Simple .....	12
Figura 4. Etileno .....	13
Figura 5. Curva TBP y ASTM.....	16
Figura 6. Curva TBP marcada con <i>Cut Points</i> y <i>End Points</i> .....	19
Figura 7. Esquema de un Agotador Lateral.....	24
Figura 8. Esquema de la Destilación Atmosférica .....	25
Figura 9. Esquema de la Destilación al Vacío.....	26
Figura 10. Diagrama Simplificado del Proceso (Primera Parte) .....	31
Figura 11. Diagrama Simplificado del Proceso (Segunda Parte) .....	32
Figura 12. Diagrama de Tubería e Instrumentación del Proceso en la Planta (1) .	38
Figura 13. Diagrama de Tubería e Instrumentación del Proceso en la Planta (2) .	39
Figura 14. Selección de los Componentes.....	40
Figura 15. Selección del Paquete Termodinámico .....	41
Figura 16. Caracterización del Crudo ISTMO: Datos para el Bulto .....	42
Figura 17. Caracterización del Crudo ISTMO: Datos de Ligeros.....	42
Figura 18. Caracterización del Crudo ISTMO: Datos de Curva TBP .....	43
Figura 19. Caracterización del Crudo ISTMO: Pseudocomponentes Generados..	43
Figura 20. Caracterización del Crudo MAYA.....	44
Figura 21. Instalación de la Mezcla de Crudos.....	45
Figura 22. Corriente de Crudo Sin Especificar .....	46
Figura 23. Corriente de Crudo Definida .....	46
Figura 24. Ventana para un Intercambiador Proceso – Proceso.....	47
Figura 25. Pre calentamiento y Desalado del Crudo .....	48
Figura 26. Pre calentamiento y Desalado del Crudo .....	48
Figura 27. Columna de Despunte.....	49
Figura 28. Proceso de Despunte .....	50
Figura 29. Primera Aproximación para el Proceso de Destilación Atmosférica .....	51

Figura 30. Especificaciones Adicionales de la Columna Atmosférica.....	52
Figura 31. Agotador Lateral.....	53
Figura 32. Ambiente de la Columna Atmosférica para la Primera Aproximación ..	54
Figura 33. Vista de la Primera Aproximación de la Torre Atmosférica .....	54
Figura 34. Vista de la Segunda Aproximación de la Torre Atmosférica.....	55
Figura 35. Torre de Destilación Atmosférica (Final) .....	56
Figura 36. Ambiente Final de la Columna Atmosférica.....	56
Figura 37. Selección Alternativa para el Reflujo de la Torre de Vacío.....	57
Figura 38. Vista de la Columna de Vacío .....	58
Figura 39. Instalación de los Reflujos de la Torre de Vacío.....	58
Figura 40. Vista de la Primera Aproximación de la Torre de Vacío .....	59
Figura 41. Vista de la Segunda Aproximación de la Torre de Vacío con el Reflujo Manual al Domo .....	60
Figura 42. Ambiente Final de la Columna de Vacío .....	60
Figura 43. Vista completa del Esquema de la Simulación .....	62
Figura 44. Pestaña de Stream Analysis con todas las Curvas Añadidas .....	63
Figura 45. Corriente de Proceso de la Simulación asociada a la Curva de Destilación.....	63
Figura 46. Presentación de los Datos de la Curva de Destilación .....	64
Figura 47. Representación Gráfica de la Curva de Destilación .....	64
Figura 48. Curva de Destilación para Nafta Ligera.....	66
Figura 49. Curva de Destilación para Nafta Pesada.....	66
Figura 50. Curva de Destilación para Kerosina .....	66
Figura 51. Curva de Destilación para Diesel .....	67
Figura 52. Curva de Destilación para Gasóleo Ligero de Vacío .....	67
Figura 53. Gráfica de Temperatura contra Platos para la Torre Atmosférica .....	72
Figura 54. Gráfica de Flujo contra Platos para la Torre Atmosférica .....	73
Figura 55. Gráfica de Temperatura contra Platos para la Torre de Vacío .....	74
Figura 56. Gráfica de Flujo contra Platos para la Torre de Vacío.....	75



## 1. INTRODUCCIÓN

La refinación es el proceso que se encarga de la transformación de los hidrocarburos en productos derivados.

El petróleo, tal como se extrae de las profundidades de la tierra o del mar mediante perforaciones profundas, no es utilizable como combustible. Para poder aprovecharlo como fuente de energía o materia prima es necesario separarlo en fracciones adecuadas para preparar, a partir de ellas, los productos para las diferentes aplicaciones que requiere el mercado.

La refinación comprende una serie de procesos, mediante los cuales el petróleo es convertido en productos útiles con innumerables usos, que van desde la simple combustión en una lámpara hasta la fabricación de productos intermedios que, a su vez, son la materia prima para la obtención de otros productos industriales.

La destilación es un proceso fundamental en la industria de refinación del petróleo, pues permite hacer una separación de los hidrocarburos aprovechando sus diferentes puntos de ebullición. El primer proceso que aparece en una refinería es la destilación atmosférica y al vacío.

El petróleo se separa en fracciones que después de procesamiento adicional, darán origen a los productos principales que son utilizados en diferentes áreas: el gas LP (utilizado en estufas domésticas), gasolina para los automóviles, turbosina para los aviones, diesel para los vehículos pesados y combustóleo para el calentamiento en las operaciones industriales.

El impacto que tiene la industria petrolera en la economía, no sólo nacional sino internacional es muy grande, además de ser de las más complejas, física y químicamente hablando en relación con las demás industrias químicas de proceso; es por eso que el diseño y la operación de una refinería de igual manera es compleja.

En el presente existen diversos métodos que nos permiten comprender en su totalidad todas y cada una de las operaciones que se llevan a cabo en un proceso

de refinación. Una técnica muy utilizada es la simulación de los procesos. La simulación en términos generales es una técnica para estudiar el comportamiento de un determinado sistema a través de modelos que imitan de manera confiable las propiedades y el comportamiento del sistema a menor escala, permitiendo así la manipulación del mismo y su estudio a detalle.

Para la simulación de procesos existen herramientas con las cuales se representan las condiciones de operación, para así llevar a cabo un análisis de las variables del proceso y de esta manera ubicar las más importantes y cómo afectan al mismo; estas herramientas reciben el nombre de Simuladores de Proceso.

En la presente tesis, se utilizó el Simulador de Proceso Aspen HYSYS V8.8 para generar el esquema de simulación del proceso de refinación de la Planta Combinada Primaria N° 5 y Preparadora de Carga N° 2 de la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas en Minatitlán, Veracruz, con el propósito de que dicha simulación pueda ser utilizada como base para plantear y analizar futuras modificaciones y/o situaciones que pudiesen suceder en la refinería.

## 2. OBJETIVO

Generar el esquema de simulación de la Planta Primaria N° 5 y Preparadora de Carga N° 2 de la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas de Minatitlán, Veracruz utilizando el Simulador de Proceso Aspen HYSYS y llevar a cabo el análisis de los procesos de destilación del crudo.

### 2.1 ALCANCE

Este trabajo, se limita a la elaboración del esquema de simulación del proceso de refinación de petróleo en la planta, llevando a cabo la explicación de la construcción de dicho esquema, sirviendo también así como una guía para la simulación de procesos similares.

### 3. MARCO TEÓRICO

#### 3.1 EL PETRÓLEO

El petróleo crudo es una mezcla de cientos de compuestos de hidrocarburos desde el más pequeño, el metano, con un solo átomo de carbono, hasta grandes compuestos conteniendo 300 y más átomos de carbono. Una parte importante de estos compuestos son las parafinas o isómeros de parafinas.

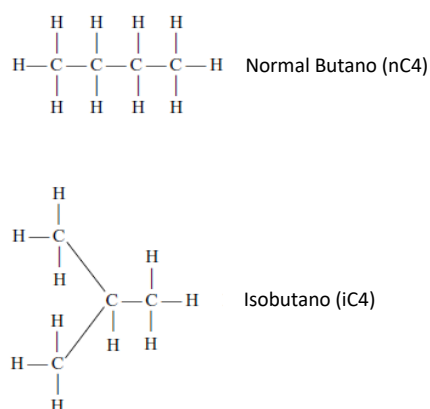


Figura 1. Butano. (1)

La mayoría de los compuestos hidrocarbonados restantes son parafinas cíclicas llamadas naftenos o compuestos cíclicos deshidrogenados como en la familia aromática de hidrocarburos.

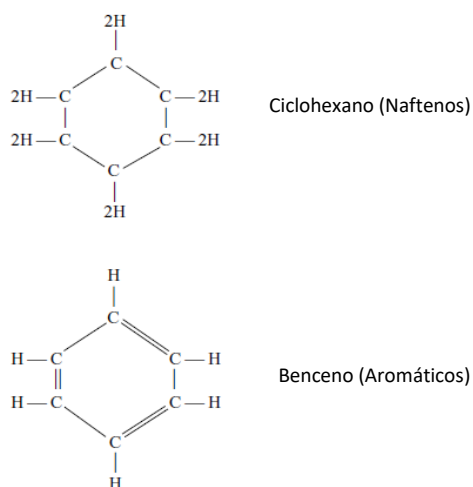


Figura 2. Compuestos aromáticos. (1)

Sólo el más simple de estos homólogos puede aislarse hasta cierto grado de pureza a escala comercial. Generalmente, en los procesos de refinación, el aislamiento de productos relativamente puros se restringe a aquellos compuestos más ligeros que los C7. Sin embargo, la mayoría de los hidrocarburos presentes en el petróleo han sido aislados, pero en condiciones delicadas de laboratorio. En los procesos de refinación los productos se identifican por grupos de estos hidrocarburos que poseen puntos de ebullición entre intervalos de temperatura selectivos. Así, por ejemplo, un producto de nafta se marcaría como un corte de 90 °C a 140 °C.

No todos los compuestos contenidos en el petróleo son hidrocarburos. Hay presentes también como impurezas, pequeñas cantidades de azufre, nitrógeno y metales. Por mucho, la más importante y más común de estas impurezas es el azufre. Éste se encuentra presente en forma de sulfuro de hidrógeno y compuestos orgánicos de azufre. Estos compuestos orgánicos están presentes a través de todo el intervalo de ebullición de los hidrocarburos en el crudo. Son similares en estructura a las propias familias de hidrocarburos, pero con la adición de uno o más átomos de azufre.

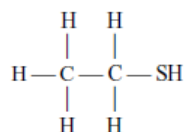


Figura 3. Etil Mercaptano, la Impureza más Simple. (1)

Los compuestos orgánicos de cloro también están presentes en el petróleo. Estos no se eliminan como tal, pero existen métodos que se aplican contra la corrosión por ácido clorhídrico en el proceso de destilación. La inyección de amoníaco también se puede aplicar para neutralizar el ácido clorhídrico en estas secciones del equipo. Las impurezas metálicas más comunes encontradas en los aceites crudos son níquel, vanadio y sodio. Estos no son muy volátiles y se encuentran en el residuo o productos de aceite combustible del crudo. Estos no se eliminan como metales del crudo y normalmente son sólo un problema si afectan a la

transformación posterior del aceite o si son un impedimento para la venta del producto combustible.

El nitrógeno, la impureza restante suele encontrarse como gas disuelto en el crudo o como aminas u otros compuestos nitrogenados en las fracciones más pesadas. Es un problema sólo con ciertos procesos en el tratamiento de la nafta (tales como el reformado catalítico). Se elimina con los compuestos de azufre en este intervalo mediante el hidrotreamiento de la alimentación a estos procesos.

Aunque las principales familias u homólogos de hidrocarburos que se encuentran en todos los aceites crudos como se ha descrito anteriormente son las parafinas, parafinas cíclicas y aromáticos, hay un cuarto grupo. Estos son los hidrocarburos insaturados u olefínicos. No se encuentran presentes en gran cantidad en la mayoría de los aceites crudos, pero a menudo se producen durante el procesamiento del petróleo crudo a productos refinados. Esto ocurre en los procesos que sometieron el aceite a alta temperatura durante un largo período de tiempo. Bajo estas condiciones, las moléculas de hidrocarburo saturado se rompen perdiendo permanentemente uno o más de los cuatro átomos unidos al carbono cuadrivalente. La molécula de hidrocarburo resultante es inestable y se combina fácilmente con sí misma (formando dobles enlaces) o con moléculas similares para formar polímeros.

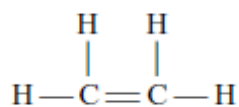


Figura 4. Etileno. (1)

Aunque todos los aceites crudos contienen la composición descrita anteriormente, rara vez hay dos crudos con las mismas características. Esto es así porque cada petróleo proveniente de cualquier fuente geográfica contiene diferentes cantidades de los diversos compuestos que lo conforman. Por ejemplo, los crudos producidos en Nigeria son altos en contenido de parafinas cíclicas y tienen una gravedad específica relativamente baja. El crudo de algunos de los campos en Venezuela

por otro lado tiene una gravedad muy alta y un bajo contenido de material cuyo punto de ebullición se encuentra por debajo de 350 °C.

Las refinerías a menudo mezclan aceites crudos selectivos para obtener una gama de productos que han sido planteados para la refinería. Este ejercicio requiere un cuidadoso análisis de los ensayos del crudo (compilación de datos) y el modelado de la operación de la refinería para establecer la mezcla de crudo y sus parámetros de funcionamiento.

## 3.2 EL ENSAYO DEL CRUDO

El ensayo de crudo (crude assay, en inglés) es una recopilación de datos de laboratorio y de planta piloto que definen las propiedades del petróleo específico. Como mínimo, el ensayo debe contener una curva de destilación para el crudo y una curva de gravedad específica. La mayoría de los ensayos sin embargo contienen datos sobre el punto de fluidez (criterios de fluidez), contenido de azufre, viscosidad y muchas otras propiedades. El ensayo generalmente es preparado por la compañía que vende el petróleo, es utilizado extensivamente por las refinerías en la operación de la planta, el desarrollo de los productos, y para el análisis de futuras empresas de procesamiento. Los datos del ensayo se utilizan para preparar el diseño del proceso de las plantas de petróleo en las que estén trabajando.

Con el fin de utilizar el ensayo de crudo, es necesario comprender los datos que proporciona y la importancia de algunas de las pruebas de laboratorio que se utilizan en su compilación.

### 3.2.1 LA CURVA TBP

Este es un gráfico de los puntos de ebullición de componentes casi puros, contenidos en el petróleo o en fracciones del petróleo. En épocas anteriores, esta

curva se produjo en el laboratorio utilizando un aparato de destilación por lotes complejo de cien o más etapas de equilibrio y una relación de reflujo muy alta. Hoy en día esta curva es producida por técnicas de espectrometría de masas de una manera más rápida y con mayor precisión que en la destilación por lotes. Esta destilación separa los componentes de la mezcla en orden con respecto al punto de ebullición de los productos. La temperatura más alta que se mide para la mayoría de los crudos antes del craqueo de sus moléculas es entre 496 y 526 °C a una presión de 760 mmHg. Una curva TBP típica se muestra en la Figura 5.

### 3.2.2 LA CURVA ASTM

Aunque la curva TBP no se produce de forma rutinaria las curvas de destilación ASTM sí. Sin embargo, es raro que una curva ASTM sea conducida sobre todo el crudo. Éste tipo de curva de destilación se utiliza de forma rutinaria para el control de calidad del producto y de la planta. Este ensayo se lleva a cabo en fracciones de crudo utilizando un aparato simple diseñado para hervir el líquido del ensayo y para condensar los vapores a medida que se producen. Las temperaturas de vapor se observan a medida que la destilación prosigue y se trazan contra el destilado recuperado. Debido a que sólo se utiliza una etapa de equilibrio y no existe reflujo, la separación de los componentes no es buena. Por lo tanto, el punto inicial de ebullición (IBP) para ASTM es mayor que el punto TBP correspondiente y el punto de ebullición final (FBP) de la ASTM es inferior al de la curva TBP.

- Curva ASTM D1160: Ésta destilación al vacío es una extensión para los residuos de la destilación TBP. Ésta prueba es comúnmente corrida a 10 mmHg y pueden medirse temperaturas mayores al rango de 566-610 °C cuando los datos son corregidos a presión de 760 mmHg.
- Curva ASTM D86: Ésta curva se genera con la destilación de gasolinas, querosenos, gasóleos y productos petrolíferos afines. La muestra utilizada



por lo general es de 100 mL, las condiciones de destilación dependen de la naturaleza de la muestra. Se va observando simultáneamente la lectura de la temperatura y del volumen condensado; el resultado del ensayo es calculado y se ve reflejado como temperatura de ebullición contra volumen destilado.

Una curva ASTM típica se muestra en la Figura 5 y adicionalmente se presenta la curva EFV (Curva de Vaporización en Equilibrio Flash) la cual muestra la temperatura en la cual cierto volumen de destilado será vaporizado y se construye utilizando la curva TBP

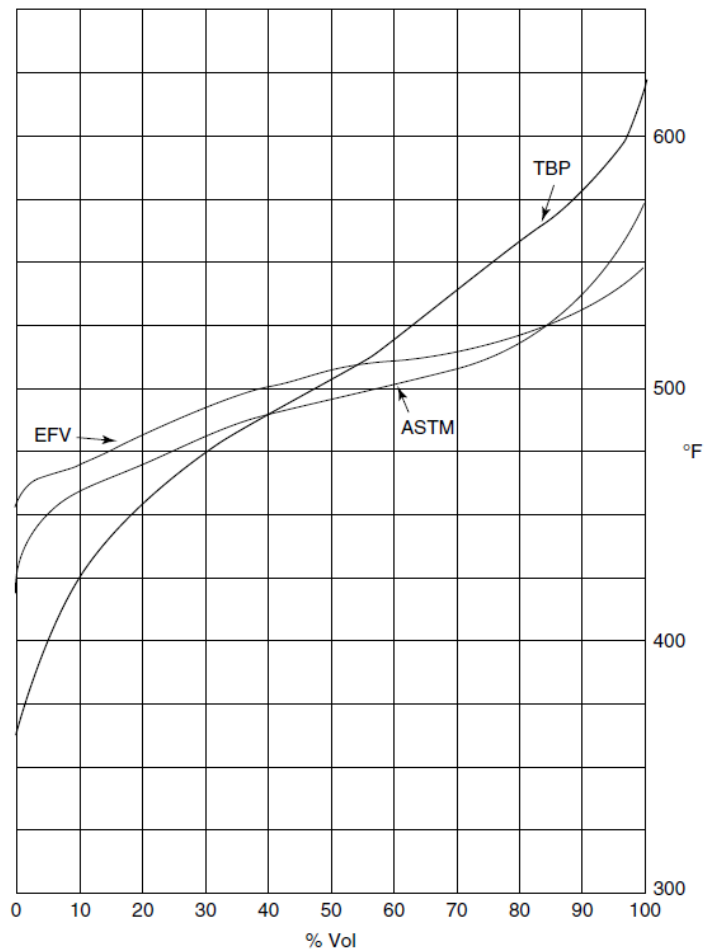


Figura 5. Curva TBP, ASTM y EFV. (1)

### 3.2.3 LA GRAVEDAD API

Esta es una expresión de la densidad relativa de un aceite. A menos que se indique lo contrario, la gravedad API se refiere a la densidad a 60 °F (15.6 °C). Su relación con la gravedad específica viene dada por la expresión:

$$API^{\circ} = \frac{141.5}{Gr. Esp.} - 131.5$$

### 3.2.4 FACTOR DE CARACTERIZACIÓN $K_{UOP}$

El factor  $K_{UOP}$  también conocido como factor de caracterización de Watson, es un valor que permite identificar o caracterizar el tipo de crudo en cuanto a su composición química (base parafínica, mixta, nafténica, aromática).

$$K_{UOP} = \frac{(Temperatura Volumétrica Media)^{\frac{1}{3}}}{Gr. Esp. (60^{\circ}F)}$$

La temperatura volumétrica media, es la temperatura de ebullición de un componente hipotético con características equivalentes a la mezcla de hidrocarburos analizada. El valor de K para los diferentes casos es el siguiente:

- K = 13; Base parafínica
- K = 12; Base mixta
- K = 11; Base nafténica
- K = 10; Base aromática

### 3.2.5 OTRAS DEFINICIONES

Como se ha descrito anteriormente, la composición del petróleo crudo y sus fracciones no se expresan en términos de componentes puros, sino como "cortes" expresados entre una gama de puntos de ebullición. Estos "cortes" se definen adicionalmente dividiéndolos en secciones más pequeñas y tratando esas secciones como si fueran componentes puros. Como tales, cada uno de estos "componentes" tendrá propiedades precisas tales como gravedad específica, viscosidad, peso molar, punto de fluidez, etc. Estos se denominan pseudo-componentes y se definen en términos de su punto de ebullición medio.

Antes de describir en detalle la determinación de pseudo-componentes y su aplicación en la predicción de las propiedades de las fracciones de petróleo crudo es necesario definir algunos de los términos utilizados en el análisis de crudo.

#### 3.2.5.1 PUNTO DE CORTE (CUT POINT)

Un punto de corte (*cut point*) se define como aquella temperatura en la curva de TBP que representa los límites (superior e inferior) de una fracción a producir. Consideremos la curva que se muestra en la Figura 6 de una curva TBP de petróleo crudo típica.

Una fracción con un punto de corte superior de 100 °F produce un rendimiento de 20% de volumen de todo el crudo como esa fracción. La siguiente fracción adyacente tiene un punto de corte menor de 100 °F y una superior de 200 °F esto representa un rendimiento de  $30-20\% = 10\%$  de volumen sobre el crudo.

### 3.2.5.2 PUNTO FINAL (END POINT)

Mientras que el punto de corte es una temperatura ideal utilizada para definir el rendimiento de una fracción, los puntos finales (*end points*) son las temperaturas terminales reales de una fracción producida comercialmente. Ningún proceso tiene la capacidad de separar perfectamente los componentes de una fracción de las adyacentes. Cuando dos fracciones se separan en un proceso comercial, algunos de los componentes más ligeros permanecen en la fracción ligera adyacente. Asimismo, algunos de los componentes más pesados de la fracción encuentran su camino en la fracción adyacente más pesada. Por lo tanto, el punto inicial de ebullición (IBP) real de la fracción será menor que el punto de corte inicial, y su punto final de ebullición (FBP) será mayor que el punto de corte final correspondiente. Esto se muestra en la Figura 6.

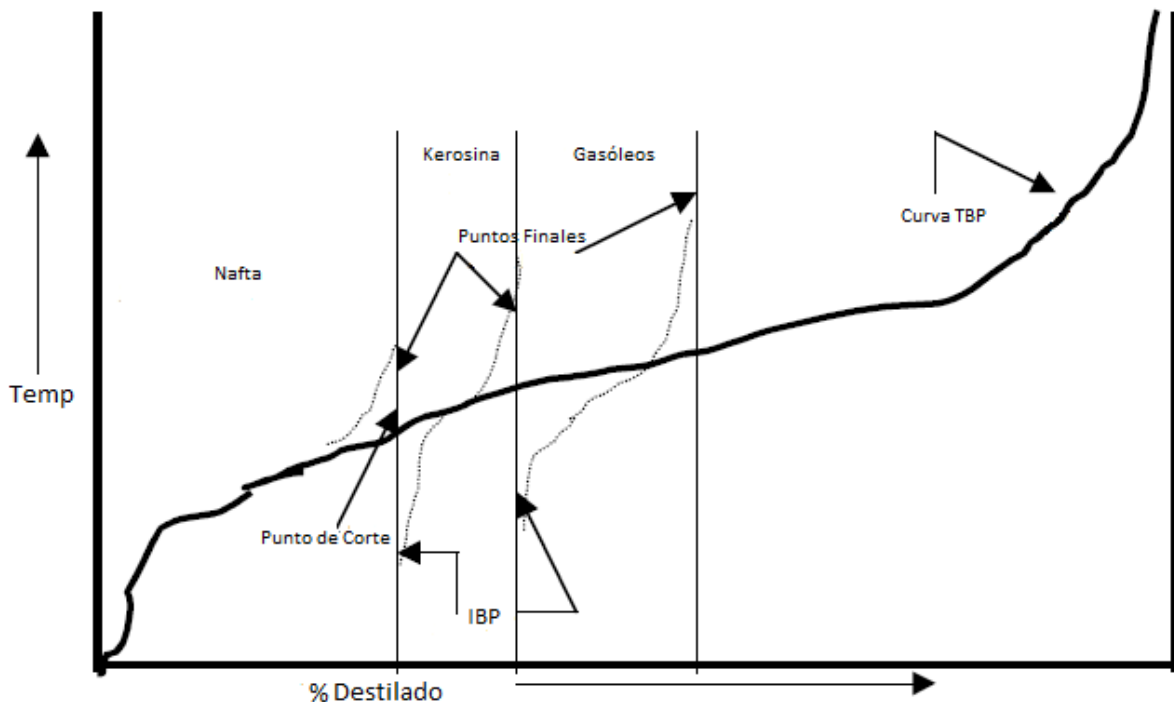


Figura 6. Curva TBP marcada con Puntos de Corte y Puntos Finales. (1)

### 3.3 TIPOS DE CRUDO

Uno de los parámetros más importantes para la clasificación del crudo es la densidad, como antes se mencionó la unidad empleada es la densidad API. En la industria petrolera internacional, se suelen tomar los siguientes rangos para la clasificación del crudo:

- Crudo Ligero: Densidad mayor a 29 °API
- Crudo Intermedio: Entre 22 y 29 °API
- Crudo Pesado: Entre 10 y 22 °API
- Crudo Extra pesado: Menor a 10 °API

Esta propiedad es de las más importantes del crudo, ya que se encuentra asociada al contenido de cadenas largas en el mismo. Hay que tener en cuenta que moléculas grandes que se empaquetan muy juntas unas de otras dan como resultado una mayor cantidad de masa por unidad de volumen, por lo tanto entre más ligero sea un crudo, mayor proporción de fracciones de cadenas cortas tendrá, representando así un mayor valor económico, como las gasolinas, diesel, turbosina; además de que dichos crudos son más fáciles de refinar, evitando recurrir a procesos más complejos como el craqueo o la coquización para la obtención de volúmenes considerables de producto de mayor valor agregado.

Otro de los parámetros más tomados en cuenta para la clasificación del crudo y por lo tanto para su precio es la cantidad de azufre. En el caso de dos crudos con la misma gravedad API, el que posea la menor cantidad de azufre será el de mayor valor. Con base en este parámetro, los crudos con menos de 0.5% de azufre son conocidos como “Crudos Dulces”, aquellos con más de 1.5% son conocidos como “Crudos Amargos” y aquellos con un valor intermedio son conocidos como “Crudos Medios”. Asimismo, el contenido de asfaltenos y/o lubricantes, contenido de agua, contenido de sal, contenido de impurezas, curva de destilación, entre otros son factores que también determinan la calidad del crudo y por lo tanto su precio. Los rangos de estas características cambian con respecto a la región e incluso dentro de un mismo yacimiento.

Los tipos de crudo para el mercado de exportación en México son los siguientes:

- Olmeca: Petróleo muy ligero con densidad aproximada de 39.3 °API y aproximadamente 0.8% de azufre en peso.
- Istmo: Petróleo crudo ligero con densidad aproximada de 33.6 °API y aproximadamente 1.3% de azufre en peso.
- Maya: Petróleo crudo pesado con densidad aproximada de 21 °API y aproximadamente 4.5% de azufre en peso.

### 3.4. EL PROCESO EN LA PLANTA

La destilación de productos petrolíferos a partir de petróleo en alguna medida u otra ha sido practicada durante mucho tiempo. Ciertamente, los antiguos egipcios, griegos y romanos tenían alguna forma de extraer un aceite inflamable probablemente, por filtración de aceite crudo. No fue sino hasta la vuelta del siglo XIX y XX que la perforación de pozos de crudo primero fue descubierta y comercializada. Originalmente, el petróleo se refinó para producir esencialmente queroseno (aceite de lámpara), y una forma de gasolina conocida entonces como bencina (en oposición al benceno ya producido a partir de carbón) y el residuo utilizado como brea para sellado. El aceite de lámpara o el queroseno se produjo para proporcionar un medio de iluminación, después un corte más ligero conocido como nafta se produjo para el mismo propósito pero usado en las lámparas presurizadas especiales. La producción de estos destilados tempranos se realizó mediante la conexión en cascada del petróleo crudo a través de sucesivos alambiques cada uno operando a temperaturas sucesivamente más altas. Este tipo de destilación en bruto fue reemplazado por la torre de fraccionamiento continua utilizada en la refinación de petróleo moderna, la cual se divide en dos partes: destilación atmosférica y destilación al vacío.

### 3.4.1 LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

El primer proceso encontrado en cualquier refinería convencional es la unidad de destilación atmosférica de crudo. En esta unidad el petróleo se destila para producir corrientes de destilado que serán las corrientes básicas para la obtención del producto de la refinería. Estas corrientes estarán sujetas a un tratamiento posterior o se convertirán en una alimentación para unidades de conversión que pueden estar en la configuración de la refinería. Un diagrama de flujo esquemático de una unidad atmosférica se muestra en la Figura 8.

El petróleo crudo se bombea desde el almacenamiento para ser calentado por el intercambio de calor contra corrientes calientes laterales del producto en la unidad atmosférica. A una temperatura de precalentamiento de aproximadamente 200-250 °F se inyecta agua al crudo para disolver la sal que está normalmente presente. La mezcla entra en un tanque desalador que normalmente contiene un precipitador electrostático. El agua salada contenida en el crudo se separa por medio de esta precipitación electrostática. La fase acuosa del tanque se envía a un separador de agua ácida para limpiarla antes de desecharla en la alcantarilla.

Debe entenderse, sin embargo, que esta eliminación de sales no elimina los cloruros orgánicos que pueden estar presentes en la alimentación. Una bomba toma succión de este tanque y suministra el crudo desalado bajo control de flujo al calentador encendido a través del resto del tren de intercambio de calor. Al salir del tren de precalentamiento, el aceite crudo se calienta en un calentador a fuego directo a una temperatura que vaporice los productos ligeros. Se añade algo de calor adicional al crudo para vaporizar aproximadamente un 5% más del requerido para la obtención del producto del domo. Esto se denomina sobre-flash y se utiliza para asegurar buenas corrientes de reflujo en la torre. El crudo calentado entra en la torre en una sección inferior llamada zona de flash (*flash zone*). Los vapores de destilado suben a contracorriente por la torre hasta una corriente de reflujo líquido más fría. El calor y la transferencia de masa tienen lugar en los platos contenidos en esta sección de la torre por encima de la zona de flash (zona de rectificación).

Los productos destilados se retiran de platos seleccionados (platos de extracción) en esta sección de la torre. Estos flujos son agotados con vapor y se envían a almacenamiento. El vapor de nafta completo se deja salir de la parte superior de la torre para ser condensado y recogido en un tanque superior. Una porción de esta corriente se devuelve como reflujo.

Los productos laterales que se muestran en el diagrama de la Figura 8 son:

- Gasóleo Pesado (punto de ebullición más alto)
- Gasóleo Ligero
- Kerosina

Una sección de Bombas de Calor (Pump Arounds) se incluye en la extracción lateral del gasóleo ligero. Esto es simplemente un intercambiador interno que extrae calor de esa sección de la torre. Esto a su vez asegura un flujo continuo de reflujo por debajo de esa sección. Las corrientes laterales del producto se separan libremente de componentes ligeros arrastrados en agotadores por separado. Estos agotadores son torres que también contienen platos de fraccionamiento (usualmente cuatro pero a veces hasta seis) y la corriente lateral extraída de la torre principal entra en el plato superior de su respectivo agotador. El vapor se inyecta por debajo del plato inferior y se mueve hacia arriba del agotador para salir en la parte superior, junto con los ligeros, y se devuelve a la torre fraccionadora en un punto directamente por encima del plato de extracción de la corriente lateral. Estas torres de agotamiento de corrientes laterales se suelen apilar unas encima de otras en una sola columna de tal manera que permitan el flujo libre desde el plato de extracción de la corriente a su correspondiente agotador. En algunos casos, cuando la especificación particular de la corriente lateral lo requiere, el agotamiento puede efectuarse mediante un rehervidor en lugar de usar vapor vivo



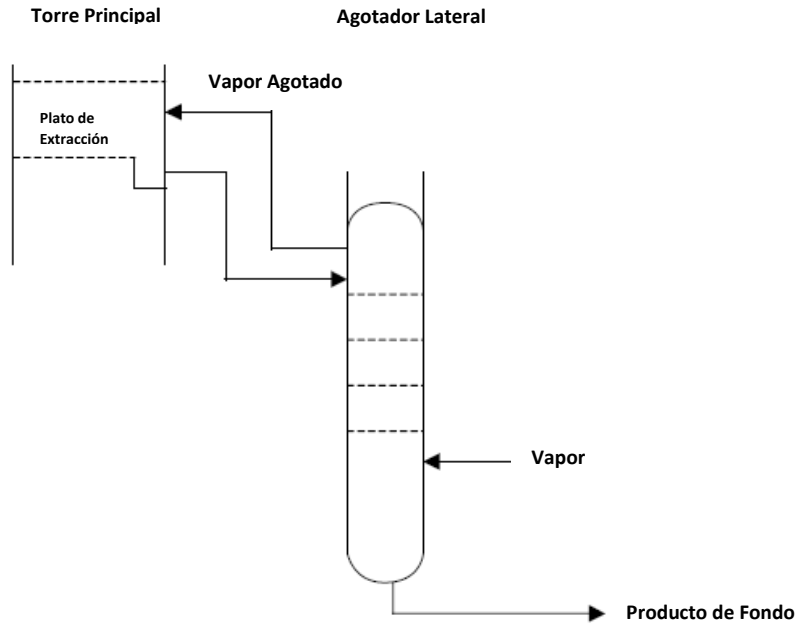


Figura 7. Esquema de un Agotador Lateral. (1)

El residuo (porción no vaporizada del crudo) deja la zona de flash para fluir sobre cuatro platos de agotamiento contra corriente a un flujo de vapor. Este vapor de agotamiento entra en la torre por debajo del último plato. Su finalidad principal es retirar los compuestos ligeros arrastrados. El hecho de que este vapor entre en la zona de flash también mejora el “*flashing*” o separación del crudo en esta zona creando una presión parcial reducida para la separación del líquido/vapor. Esto se convierte en un factor importante en el diseño y operación de la unidad de destilación atmosférica de crudo. El residuo deja el fondo de la unidad para ser dirigido ya sea a través del sistema de intercambiadores de calor de la unidad y el almacenamiento de producto o manteniéndose caliente a alguna unidad de procesamiento subsecuente tal como una unidad de destilación al vacío o a craqueo térmico.

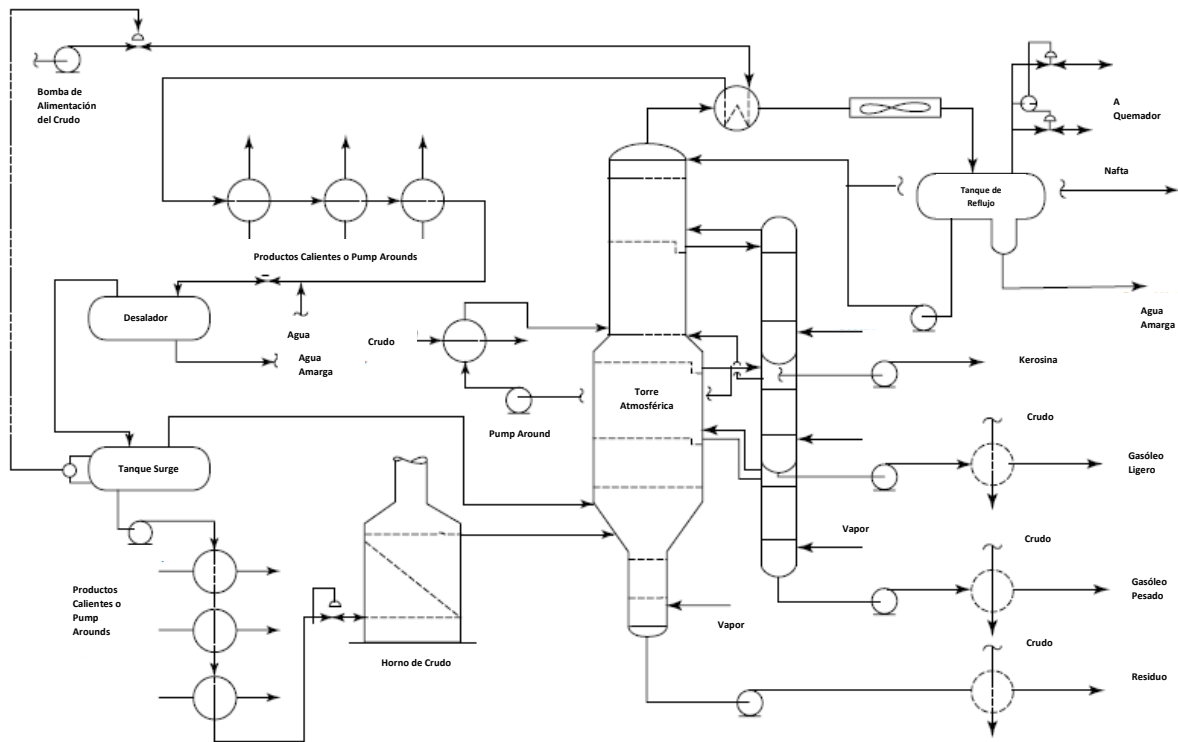


Figura 8. Esquema de la Destilación Atmosférica. (1)

### 3.4.2 LA UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO

Este proceso se integra a menudo con la unidad de destilación atmosférica de crudo en lo que respecta a la transferencia de calor. Generalmente, el residuo atmosférico es enviado al calentador de la unidad de vacío (Figura 9) aunque también puede ser enviado a un tren de intercambio de calor previo al calentador. El residuo atmosférico se destila adicionalmente para proporcionar las corrientes de destilado pesadas usadas para producir aceite lubricante o como alimentación a las unidades de conversión. Sin embargo, esta destilación debe llevarse a cabo bajo condiciones de presión sub-atmosférica.

El proceso sigue el mismo patrón que la destilación atmosférica. Normalmente, la alimentación se bombea directamente desde el fondo de la torre atmosférica hasta el calentador de la unidad de vacío. A continuación, los vapores de destilado se

condensan en la torre mediante la transferencia de calor y masa con las corrientes de reflujo frías descendiendo por la torre de la misma manera que las corrientes laterales en la unidad atmosférica. Los productos extraídos en las secciones apropiadas se enfrían bien por intercambio de calor con corrientes más frías de la unidad atmosférica, por enfriadores de aire o, en algunos casos se utilizan como medios de calentamiento para rehedidores dependiendo del arreglo de la planta.

La condición de vacío es producida por eyectores de vapor que toman succión desde la parte superior de la torre. Estos eyectores eliminan el vapor inerte y producen un vacío de aproximadamente 5 mmHg absoluto. Los internos de la torre suelen ser de tipo de rejilla expandida que ofrecen baja caída de presión, de modo que la presión de la zona de flash es de aproximadamente 25-30 mmHg absoluta.

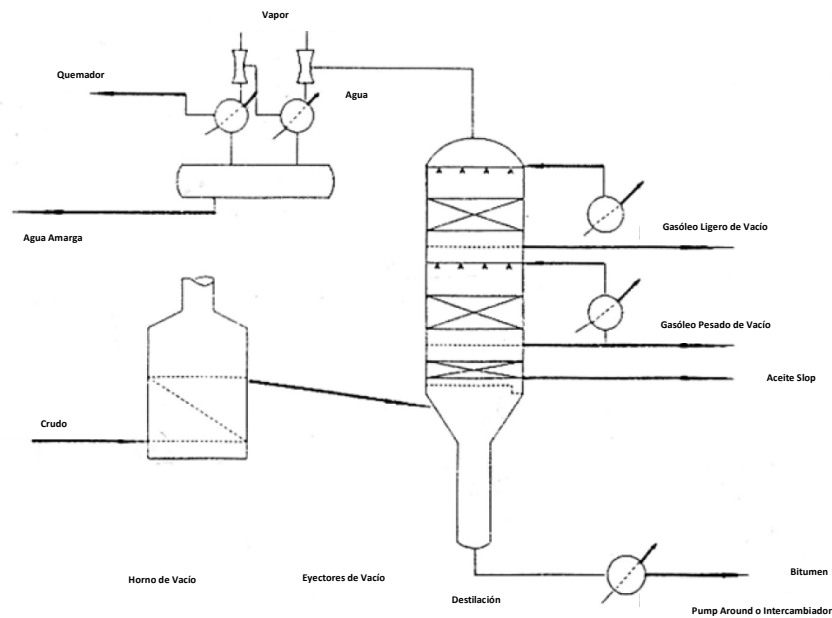


Figura 9. Esquema de la Destilación al Vacío. (1)

## 3.5. LOS PRODUCTOS DEL PETRÓLEO

### 3.5.1 FRACCIONES DE LA DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y AL VACÍO

Estos cortes varían ligeramente dependiendo de la fuente de petróleo crudo y los requerimientos del producto terminado. Estos son los componentes básicos que, después de un procesamiento y mezclado, harán que los productos terminados sean de la composición y cantidad requeridas por la refinería.

**Destilado Atmosférico.** Esto no es estrictamente un corte, sino que consiste en todo el material ligero en el crudo obtenido en el destilado del domo de la torre. Este destilado, y en la mayoría de los casos, junto con destilados similares de otros procesos, forman la alimentación a otra unidad de la refinería para posterior tratamiento. Sin embargo, el punto final de la nafta pesada se determina por el punto de corte del destilado del domo y el fraccionamiento entre éste y el primer producto de corriente lateral de la unidad atmosférica.

**Nafta.** Generalmente hay dos cortes de nafta producidos a partir de la mayor parte del crudo. Estas son:

- Nafta ligera (a veces llamada gasolina ligera)
- Nafta pesada.

Se separan en una torre de fraccionamiento divisora de nafta. La nafta ligera contiene la mayor parte de los C5 del crudo y gran parte de la porción de parafina de los C6 del crudo. El propósito de hacer tal división es producir una nafta pesada satisfactoria que contendrá los naftenos más pesados y será una alimentación adecuada para el reformador catalítico. La nafta ligera tiene un intervalo de destilación TBP de C5 alrededor de 190°F. La nafta pesada como alimentación al reformador catalítico es un corte del crudo de aproximadamente 190 a 360 °F. Este punto de corte de 360°F puede variar dependiendo de la especificación de volatilidad de la gasolina acabada que será el reformado principal y de las necesidades de producción de la refinería. En este último caso, por ejemplo, el

plan operativo de la refinería puede requerir maximizar la kerosina, en cuyo caso la unidad de destilación atmosférica se haría funcionar para disminuir la cantidad de destilado atmosférico para aumentar la fracción de kerosina (corriente lateral). Por supuesto, si el plan de la refinería es maximizar la gasolina la torre atmosférica sería configurada para aumentar el destilado atmosférico a expensas de la fracción de kerosina.

**Kerosina.** Esta fracción es usualmente la primera corriente lateral de una unidad de destilación atmosférica convencional. Se corta para convertirse en un componente en el producto final de combustible para aviones. Su rango de corte está generalmente entre 360°F y 480°F. De nuevo este intervalo de corte puede variar con el extremo pesado requerido de la nafta y el extremo ligero de los gasóleos. En la mayoría de los casos, esta fracción debe cumplir una especificación de punto de flash después de haber sido agotada con vapor.

**Gasóleo.** Normalmente habrá dos corrientes laterales, una corriente lateral de gasóleo ligero y por debajo de esta toma se extrae otra corriente lateral de gasóleo pesado. Ambas corrientes laterales se agotan con vapor para cumplir con su especificación de punto flash respectiva (por lo general 150°F mínimo). La corriente lateral más ligera (corte de aproximadamente 480-610°F sobre el crudo) es el precursor principal para el producto final de grado diesel para automóviles.

**Residuo Atmosférico.** Este es el producto de fondo de la destilación atmosférica del petróleo. La mayoría de los aceites crudos se destilan en la torre de destilación atmosférica para cortar el residuo atmosférico a más de 650°F hasta un punto de corte de más de 680°F. Cortar el residuo más allá de 680°F presenta el riesgo de que ocurra craqueo con una capa de coque más pesada y sean afectados los productos destilados. Aquellas torres atmosféricas que operan en puntos de corte mayores a 680 °F minimizan el craqueo con reciclado en frío al fondo de la torre (debajo del plato de agotamiento inferior) y minimizando el tiempo de retención de residuos en la torre. El residuo atmosférico puede ser dirigido a la piscina de aceite combustible (mejor conocido como “pool”, en inglés) como el precursor de

varios grados de productos de aceite combustible terminados. Las otras opciones para esta corriente en una refinería moderna son las siguientes:

- Alimentar a una unidad de destilación al vacío. (Esta es la opción más común).
- Alimentar a craqueo térmico (reductora de viscosidad o unidad de coquización).
- Alimentar a craqueo catalítico.
- Alimentar a hidrocraqueo o hidrotratamiento.

*Gasóleos de vacío.* Generalmente hay dos o tres destilados en la destilación al vacío. El más pesado de los dos le corresponde un intervalo de corte de 750-930°F será la alimentación a hidrocraqueo o a FCC (*Fluid Catalytic Cracking*). En ambos casos, sin embargo, se retira un pequeño corte más pesado y se devuelve a la parte inferior para corregir el destilado inferior para satisfacer la especificación requerida de cualquiera de los dos procesos consecuentes. Este producto destilado se denomina usualmente HVGO (Gasóleo Pesado de Vacío).

El destilado ligero de vacío se extrae de la corriente lateral superior y se dirige usualmente a un hidrosulfurador. Esta corriente lateral es un corte de 680-750 °F y se etiqueta generalmente LVGO (Gasóleo Ligero de Vacío).

#### 4. LA REFINERÍA GRAL. LÁZARO CÁRDENAS

La Refinería Gral. Lázaro Cárdenas de Minatitlán, Veracruz, que nació en 1906, siendo la primera gran refinería de Latinoamérica, la cual desarrolló un completo proyecto de reconfiguración, que le permite afrontar los retos del siglo XXI, como un centro de trabajo moderno y rentable.

La Refinería hoy cuenta con 27 plantas industriales, dedicadas a la producción de energéticos. Tiene una extensión de 800 hectáreas, donde se ubican las instalaciones necesarias para procesar 246,000 barriles diarios de petróleo crudo y 30,000 barriles de líquidos de Mezcla de Butanos. Además cuenta con un sector ubicado en la Cangrejera, Veracruz, donde existen 3 plantas que procesan diariamente 170,000 barriles de petróleo crudo tipo Maya.

El área de influencia, donde su producción abastece de combustible al mercado, incluye al sureste del país y parte de la demanda del Distrito Federal. Los estados que reciben energéticos de la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas son: Puebla, el sur de Veracruz, Tabasco, Campeche, Yucatán y Quintana Roo.

La reconfiguración que se llevó a cabo en la Refinería, permite un aprovechamiento más adecuado de nuestros recursos naturales, ya que con las nuevas plantas se obtiene, a partir de residuales, productos de mayor valor agregado y que producen menos emisiones al ser utilizados. Desde el punto de vista social, el proyecto de reconfiguración tuvo una inversión aproximada de 1,000 millones de dólares, lo que generó una importante derrama económica en la región sur de Veracruz, para compañías prestadoras de servicios y proveedores, además de fomentar la creación de numerosos empleos de manera directa e indirecta. La reconfiguración atiende, además, el objetivo de reducir las importaciones de gasolina del extranjero y apoya el cumplimiento de altas exigencias en la normatividad ambiental.

La Refinería, elabora un total de 10 productos diferentes: 8 de ellos energéticos que son utilizados como combustible y petroquímicos básicos que son materias

primas para la elaboración de numerosos materiales sintéticos. Esta diversidad de productos es consecuencia de que las instalaciones de la Refinería fueron la cuna de las plantas petroquímicas de Pemex, cuando la empresa no se encontraba dividida en subsidiarias.

## 5. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Originalmente la planta fue diseñada para procesar 42000 BPD de crudo. La necesidad de aumentar el proceso, obligó a un rediseño en el año de 1974, mediante el cual se incrementó su capacidad de proceso a 60000 BPD. Actualmente opera entre 60000 BPD y 64000 BPD respectivamente. Esta planta consiste en una destilación a presión atmosférica y posteriormente otra de alto vacío.

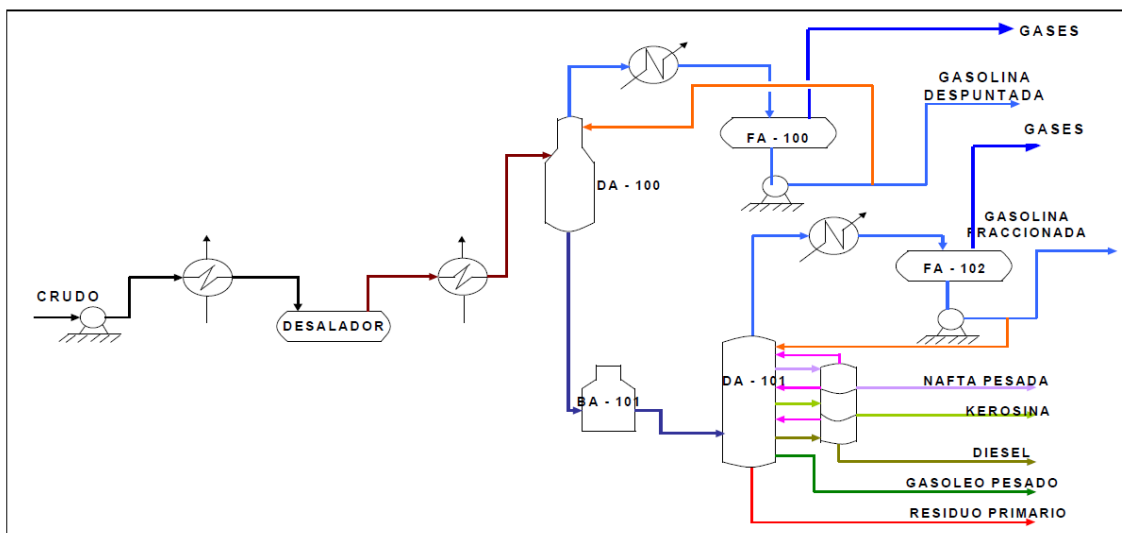


Figura 10. Diagrama Simplificado del Proceso (Primera Parte). (2)



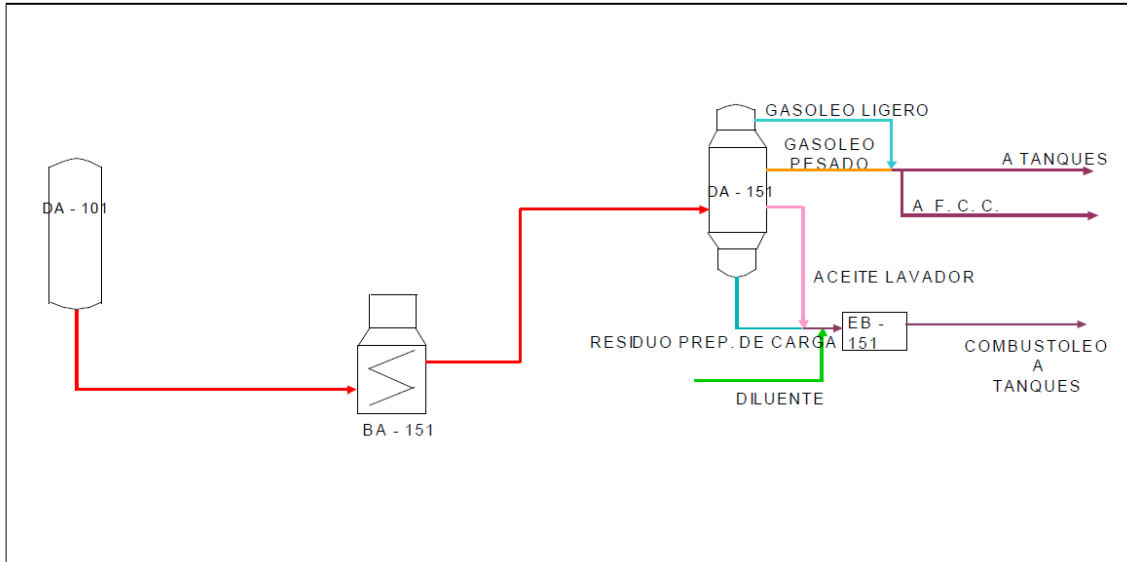


Figura 11. Diagrama Simplificado del Proceso (Segunda Parte). (2)

El crudo de carga de alimentación a la planta primaria No. 5, proviene desde la casa central de bombas del área No. 6 (Movimientos y Productos) y se envía mediante la bomba BA-1200 A ó B con una temperatura aproximado de 38 °C y una presión de 7 kg/cm<sup>2</sup> a la succión de la bomba GA-101 ó GA-101-S, que se encarga de incrementar la presión a 25 kg/cm<sup>2</sup>, descargando el producto en el tren de precalentamiento del crudo hasta la torre despuntadora DA-100.

## 5.1 PRECALENTAMIENTO

El crudo inicia su precalentamiento en los equipos de intercambio EA-102 contra kerosina y en el EA-117 contra nafta pesada, productos que tienen su destino hacia tanques de almacenamiento o a tratamiento, previamente pasando por sus enfriadores correspondientes EA-120 Y EA-103.

El crudo que sale de los EA-102 Y EA-117 para entrar al intercambiador EA-104 contra diesel y en el EA-104 A contra gasóleo pesado de la preparadora de carga No. 3 del cual el crudo sale con una temperatura aproximada de 80 °C. La corriente del diesel pasa a enfriarse en el EA- 105 y se envía a tanques de

almacenamiento; la corriente del gasóleo pesado de TAV-3 se envía a tanques de almacenamiento o a la planta catalítica FCC como mezclas de gasóleos.

El crudo que entra en el EA-106 A y B contra la mezcla de gasóleos pesado de vacío y pesado primario, para entrar en el cambiador EA-107 contra el reflujo del diesel lateral de la torre fraccionadora. La corriente de la mezcla de gasóleos que sale de los cambiadores EA-106 A y B, se envían a tanques de almacenamiento o a la planta catalítica FCC.

## 5.2. DESALADO

La corriente de crudo que sale del intercambiador EA-107 y antes de entrar a la desaladora PA-101, en este punto se le inyecta aproximadamente 3000 BPD de agua para pasar a una válvula mezcladora y entrar a la desaladora a una temperatura de aproximadamente 122 °C y con una presión de aproximadamente 14 kg/cm<sup>2</sup>, controlada a través de una válvula de control de presión.

El crudo que sale de la desaladora intercambia calor contra el diesel de reflujo lateral de la torre fraccionadora en el cambiador EA-108.

## 5.3. DESPUNTE

El crudo que sale del EA-108 con una temperatura aproximada de 160°C y entra a intercambiar calor en los EA-109 A , B, C, Y D contra el reflujo de gasóleo pesado de vacío, sale de los cambiadores para entrar a los EA-116 A Y B contra el reflujo de gasóleo pesado primario para llegar a tener la temperatura propicia y entrar como carga a la torre despuntadora DA-100 con una temperatura aproximada de 193 °C, y una presión de 1.5 kg/cm<sup>2</sup>. La corriente del gasóleo pesado primario que sale de los cambiadores EA-116 A Y B una parte es la que se emplea como reflujo inferior de la torre y la otra se envía al enfriador EA-115 para salir con destino a tanques de almacenamiento o a la planta FCC.

Por el domo de la torre despuntadora se obtiene un corte de gasolina despuntada que después de ser condensado en los EA-100 A, B, C, D y acumulado en el acumulador FA-100, una parte se ocupa como reflujo de la torre y la otra parte se envía a tanques de almacenamiento del área No. 5 y 6. El manejo de estas corrientes se realiza mediante la bomba BA-107 A ó B. También cuenta con una línea de disparo que alimenta a la línea de reflujo de la torre fraccionadora DA-101, para caso de emergencia.

Por el fondo de la torre despuntadora y con la bomba BA-100 A ó B se envía el crudo despuntado a los cambiadores de calor EA-110 A, B,C, D, contra el residuo de vacío del fondo de la torre de alto vacío DA-151, saliendo de estos cambiadores de calor a una temperatura de 220 a 225 °C hacia el calentador BA-101. A la salida del calentador BA-101 está a una temperatura de aproximadamente 356 °C.

#### 5.4. DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

A la salida del calentador BA-101, la corriente llega a un cabezal general que llega directamente a la zona de flash de la torre fraccionadora DA-101, donde se lleva a cabo la destilación y el fraccionamiento de los productos como son: gasolina, nafta pesada, kerosina, diesel, gasóleo pesado primario y residuo primario.

La corriente de la gasolina fraccionada sale por el domo de la torre y es condensada en los condensadores EA-101-A, B Y C y colectada en el acumulador FA-102, en el cual se separa la interfase agua-gasolina. El agua separada es enviada a las plantas de aguas amargas con las bombas GA-121 y GA-121-S. La corriente de gasolina obtenida se divide en dos corrientes, una parte se emplea como reflujo al domo de la torre y la corriente que se envía a tanques de almacenamientos del área No. 5 Y 6. El reflujo es manejado por la bomba GA-102 ó GA-102-S y la corriente que se envía a tanques es mediante la bomba BA-112 ó BA-112-A. En la descarga de la bomba BA-112-A se cuenta con una línea de disparo para alimentar gasolina como reflujo a la torre a través de la descarga de la bomba GA-102-S, para caso de fallas de las bombas GA-102 y GA-102-S.

Del plato 5 del domo de la torre fraccionadora, se extrae la corriente de nafta pesada a través del agotador de nafta DA-104, y con inyección de vapor de agotamiento sobrecalentado en el fondo se eliminan los ligeros a contracorriente y retornan a la torre.

Del fondo del agotador y mediante las bombas BA-114 ó BA-114-A es enviado el producto al intercambiador EA-117 donde transfiere calor al crudo de carga, después es enfriado en el intercambiador EA-120 para ser enviado a tanques de almacenamiento o a tratamiento de nafta pesada.

La extracción de kerosina se realiza en el plato 11 a través del agotador de kerosina DA-102 y con la bomba GA-105 ó GA-105-S se envía el producto del fondo del agotador al intercambiador EA-102 donde intercambia calor con el crudo de carga y posteriormente, se envía al enfriador EA-103 para ser enviada a tanques de almacenamiento del área No. 5 y 6 ó finalmente al combustóleo como diluyente. Este agotador cuenta con línea de inyección de vapor de agotamiento sobrecalentado para mejorar la calidad del producto y los ligeros que salen del domo del agotador retornan a la torre fraccionadora.

La corriente del diesel se extrae del plato 17 al agotador de diesel DA-104 y es bombeado con la bomba GA-106 ó GA-106-S hacia el EA-104 donde intercambia calor con el crudo de carga, para finalmente pasar al enfriador EA-105 y salir a tanques de almacenamiento del área No. 5 y 6 ó se envía a combustóleo como diluyente. También cuenta con línea de inyección de vapor de agotamiento sobrecalentado por el fondo del agotador. La otra corriente de diesel se extrae del mismo plato No. 17 en forma lateral y bombeado en forma directa con la bomba GA-104 ó GA-104-S para intercambiar calor en los cambiadores EA-108 y EA-107 contra el crudo de carga y retornar al plato No. 19 de la torre fraccionadora como reflujo de diesel lateral para el balance térmico de la torre.

Del plato No. 21 se extrae la corriente de gasóleo pesado primario y mediante la bomba BA-113 ó BA-113-A, es enviado hacia la torre fraccionadora como reflujo caliente inferior al plato No. 19 y la otra parte es enviada a intercambiar calor en el EA-116 A y B, posteriormente se envía a mezclas de gasóleo a intercambiar calor en el EA-106 A y B, para salir finalmente a tanques de almacenamiento y/o a la

planta FCC. También se cuenta con una corriente que sale de los intercambiadores EA-116 A y B que alimenta al enfriador de gasóleo pesado primario EA-115, después de ser enfriado, se envía a tanques de almacenamiento o a la planta catalítica como mezclas de gasóleos, y además cuenta con un disparo más para enviar el producto como diluyente a combustóleo, que llega a la succión de la bomba BA-208 A ó B.

En el fondo de la torre fraccionadora DA-101 se encuentran instalados 5 platos de agotamiento a través de los cuales se le inyecta una corriente de vapor de agotamiento sobrecalentado a contracorriente de la carga, con el objeto de eliminar componentes ligeros que trae consigo el crudo para así mejorar la destilación de los productos.

La corriente de residuo primario que se extrae del fondo de la torre es enviada con la bomba GA-103 ó GA-103-S al calentador BA-151 a una temperatura de aproximadamente 350 °C y con una presión de 6.5 kg/cm<sup>2</sup>.

## 5.5. DESTILACIÓN AL VACÍO

La mezcla parcialmente vaporizada sale del calentador BA-151 para integrarse a un cabezal general, que alimenta la torre de alto vacío DA-151, la cual opera con una presión absoluta de 80 mm Hg. En esta torre de alto vacío se obtienen los siguientes cortes o productos que son: incondensables, gasóleo ligero, gasóleo pesado y residuo de vacío.

El vacío de esta torre se mantiene mediante un juego de eyectores de dos pasos y sus condensadores. La cantidad de vacío producida en la torre se controla por medio del vapor suministrado a los eyectores y el grado de condensación de los mismos

Los incondensables son enviados al calentador BA-101 por seguridad para su incineración y evitar la contaminación del medio ambiente y/o en su defecto se envía a la atmósfera, situación que ya no prevalece por la contaminación del medio ambiente con base en la normas ecológicas vigentes.

Del plato No. 4 del domo de la torre DA-151, se extrae la corriente de gasóleo ligero y mediante la bomba GA-154 ó GA-154-S se envía una corriente a los enfriadores solo-aire EC-153 A y B y EA-154 para ser enfriado y retornar a la torre como reflujo al domo, la otra parte se integra con la corriente de salida de mezclas de gasóleos que se envía a tanques de almacenamiento o a la planta FCC. La corriente de gasóleo pesado se extrae del plato No. 7 y mediante la bomba GA-153 ó GA-153-S es bombeada y dividida en tres corrientes. Una intercambia calor contra el crudo de carga de la primaria 5 en el arreglo de intercambiadores EA-109 A, B, C, D, y retorna al plato 5 como reflujo de gasóleo pesado a la torre de vacío DA-151; la otra corriente se envía a los intercambiadores EA-106 A y B a intercambiar calor con el crudo de carga y posteriormente se envía al enfriador de mezcla de gasóleo pesado EC-151 A y B saliendo finalmente a tanques de almacenamiento o a la planta catalítica FCC. La otra corriente se maneja como reflujo caliente a la torre para el balance térmico.

Por el fondo de la torre de alto vacío DA-151 se inyecta vapor de agotamiento sobrecalentado para agotar mejor los productos ligeros y mejorar la destilación de la torre. El producto del fondo es manejado mediante la bomba GA-151 ó GA-151-S, que se encarga de enviar el residuo de vacío a intercambiar calor en los EA-110 A, B, C, D, contra el crudo despuntado y finalmente se envía a las cajas enfriadoras de combustóleo EB-151 A y B, donde se le inyecta una corriente de diluyente que es aceite clarificado, aceite cíclico ligero, kerosina o diesel para controlar la viscosidad del combustóleo a tanques y mediante la bomba de combustóleo BA-207 A ó BA-207-B se envía el producto a tanques finales de almacenamiento de combustóleo en el área No. 6.

La inyección de diluyente al combustóleo se realiza mediante la bomba BA-208 A ó BA-208-B las cuales son las encargadas de recibir y bombear la cantidad necesaria de diluyente para controlar la viscosidad del combustóleo a tanques a través del control de flujo FIC-147.







## 6. SIMULACIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA

### 6.1. CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO

Cuando se va a realizar una simulación en HYSYS el primer paso es definir los componentes que se van a manejar, debido a que el crudo es un conjunto de muchos hidrocarburos, se debe caracterizar la alimentación de otra manera. Con base en los datos que se van a introducir, HYSYS va a generar una lista de pseudocomponentes los cuales van a representar los varios conjuntos de hidrocarburos presentes en el crudo que se van a separar por cortes con base en los puntos de ebullición en el proceso de la destilación.

Como primera aproximación se eligen los componentes desde el metano hasta el pentano así como el sulfuro de hidrógeno y el agua.

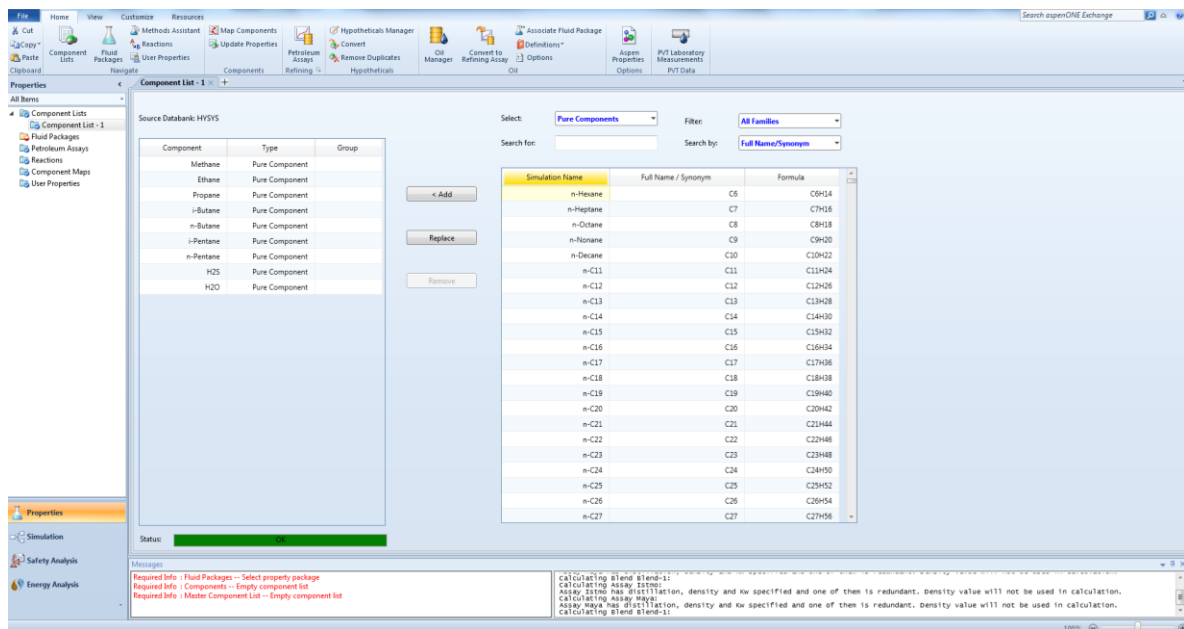


Figura 14. Selección de los Componentes.

Como segunda etapa se debe de seleccionar el modelo termodinámico que se aplicará en la simulación. Para este caso se utilizará la ecuación de estado de Peng-Robinson ya que este modelo posee una excelente predicción del cálculo de la densidad del líquido para los sistemas de hidrocarburos. El modelo debe

proporcionar una precisión razonable cerca del punto crítico, sobre todo para los cálculos del factor de compresibilidad y la densidad del líquido, cumple con extender su rango de aplicabilidad en presión y temperatura y también en tratamientos para los componentes pesados y para tener una mayor base de datos del parámetro de interacción binaria.

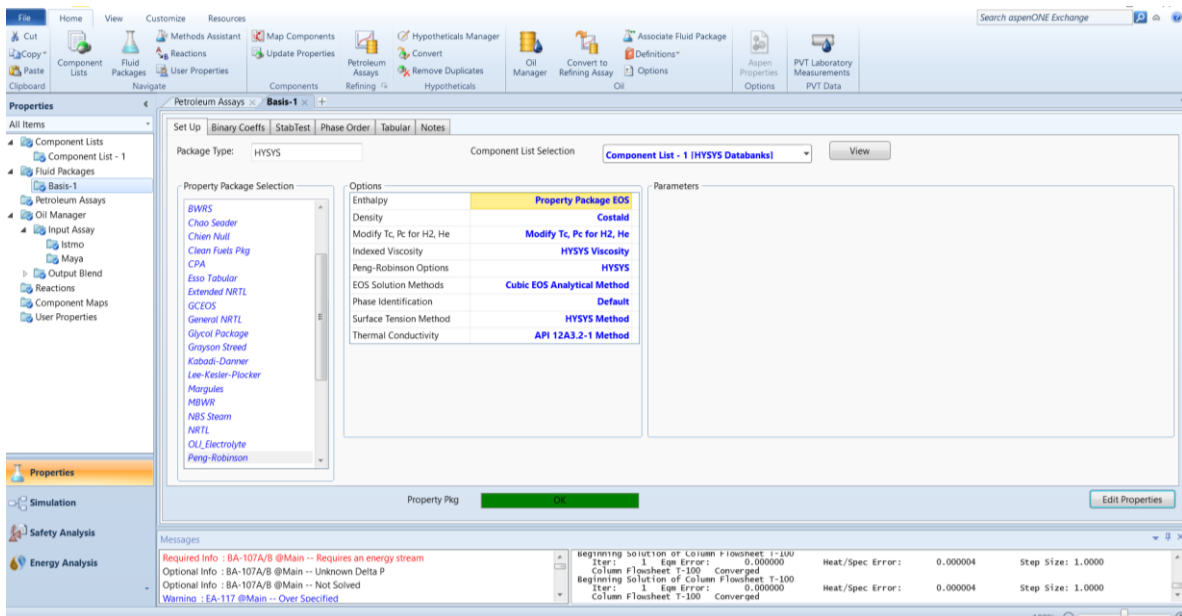


Figura 15. Selección del Paquete Termodinámico.

La planta se diseñó para procesar una carga que contiene 60% de crudo ISTMO y 40% de crudo MAYA.

Utilizando la herramienta *Oil Manager* que ofrece HYSYS, se va a generar un Assay (Ensayo) en el cual se ingresan los datos TBP así como el factor de caracterización, la densidad API y el contenido de ligeros así como su proporción. En este caso debemos generar dos Assays: uno para el crudo ISTMO y otro para el crudo MAYA.

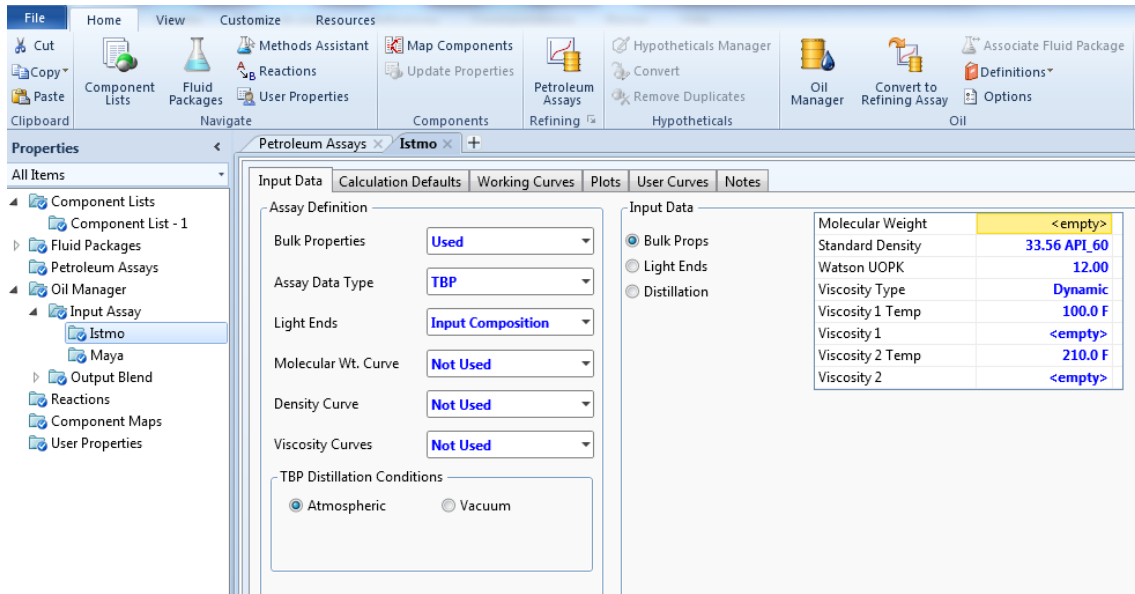


Figura 16. Caracterización del Crudo ISTMO (Datos del Bulto).

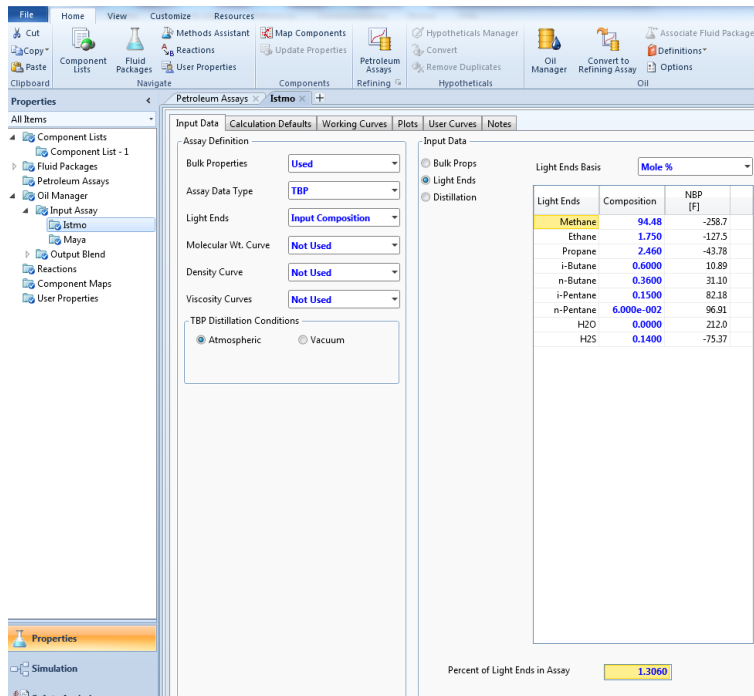


Figura 17. Caracterización del Crudo ISTMO (Datos de Ligeros).

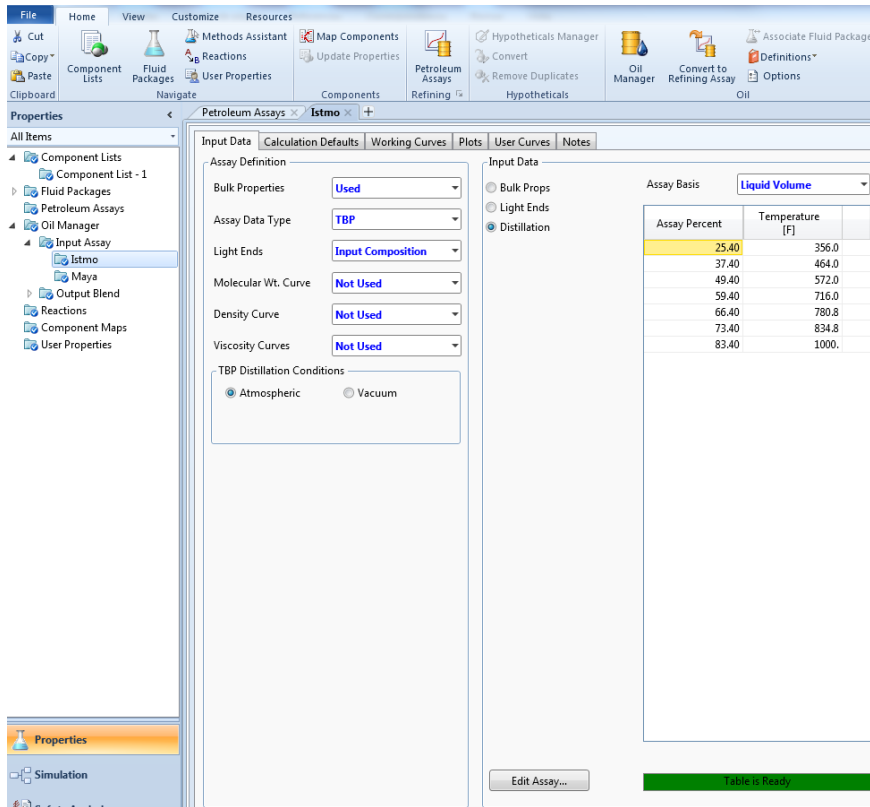


Figura 18. Caracterización del Crudo ISTMO (Datos de Curva TBP).

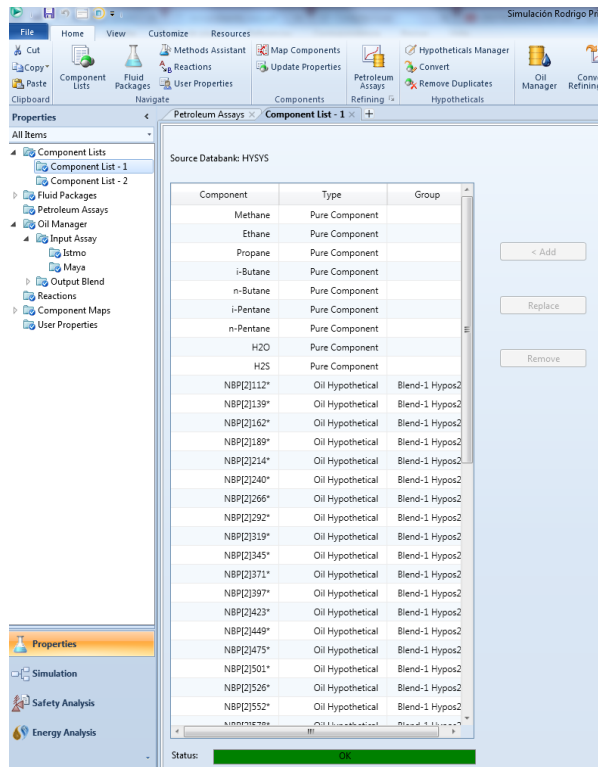


Figura 19. Caracterización del Crudo ISTMO (Pseudocomponentes Generados).

De igual manera se repite el mismo proceso para el crudo MAYA, introduciendo los datos en cada una de las tres categorías. Una vez terminado éste proceso para ambos crudos se “calcula” el Assay dando clic en el botón correspondiente. Hecho eso, el simulador va a indicar que el Assay ha sido calculado, desplegando la barra ahora en color verde.

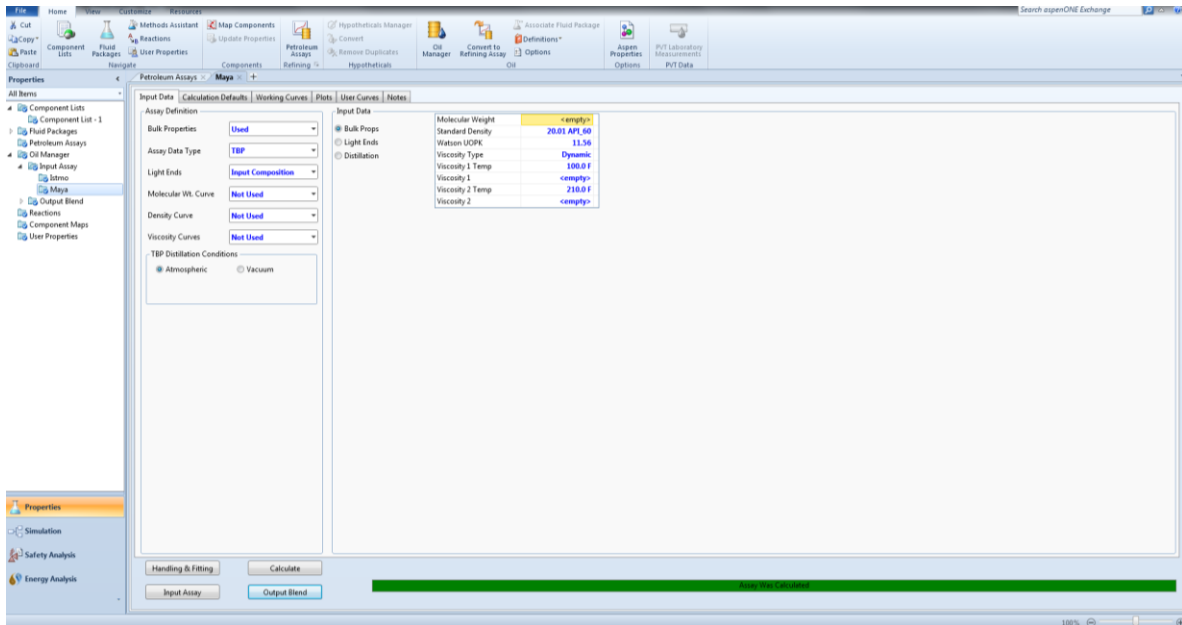


Figura 20. Caracterización del Crudo MAYA (Barra Color Verde indicando el cálculo del Assay).

Una vez caracterizados ambos crudos, se procede a la última etapa de la sección de propiedades de la simulación. Utilizando la herramienta del *Blend* (Mezcla) que proporciona HYSYS se pueden generar las propiedades de la mezcla 60/40 de crudo e instalar el mismo en la primera corriente de la simulación. Con base en el flujo de alimentación de 62000 barriles por día, se realiza la mezcla.

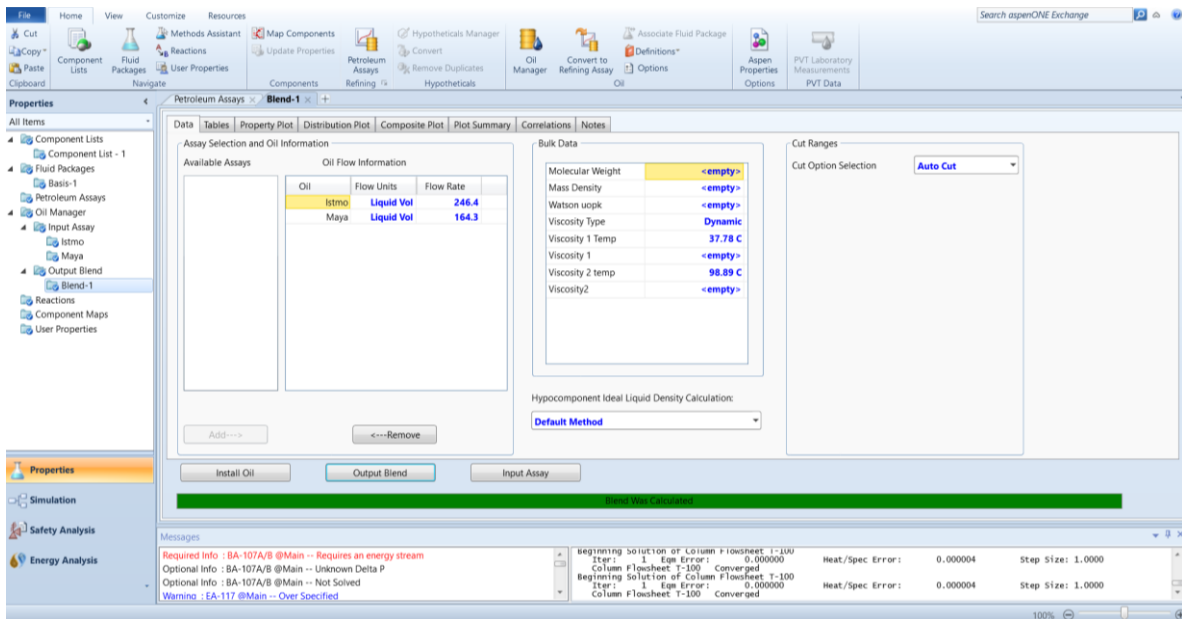


Figura 21. Instalación de la Mezcla de Crudos.

Con esta etapa finalizada ya se puede proceder al ambiente de simulación, tomando en cuenta que al oprimir el botón de *Install Oil*, el simulador va a solicitar que se nombre una corriente en la cual se instalará el crudo y estará disponible una vez que se proceda al ambiente de simulación.

## 6.2. PRECALENTAMIENTO

Una vez terminado el proceso de caracterización del crudo, podemos comenzar a modelar el proceso de destilación llevado a cabo en la Planta Combinada Primaria N° 5 y Preparadora de Carga N° 2.

HYSYS maneja una nomenclatura utilizando colores: si la corriente esta en azul claro significa que dicha corriente y/o equipo no está totalmente especificada/o, y se volverá azul oscuro cuando se haya especificado correctamente y/o haya convergido.

En este caso la corriente de Crudo que se instaló durante la caracterización se encuentra azul claro debido a que no tiene valores de temperatura, presión, ni flujo.

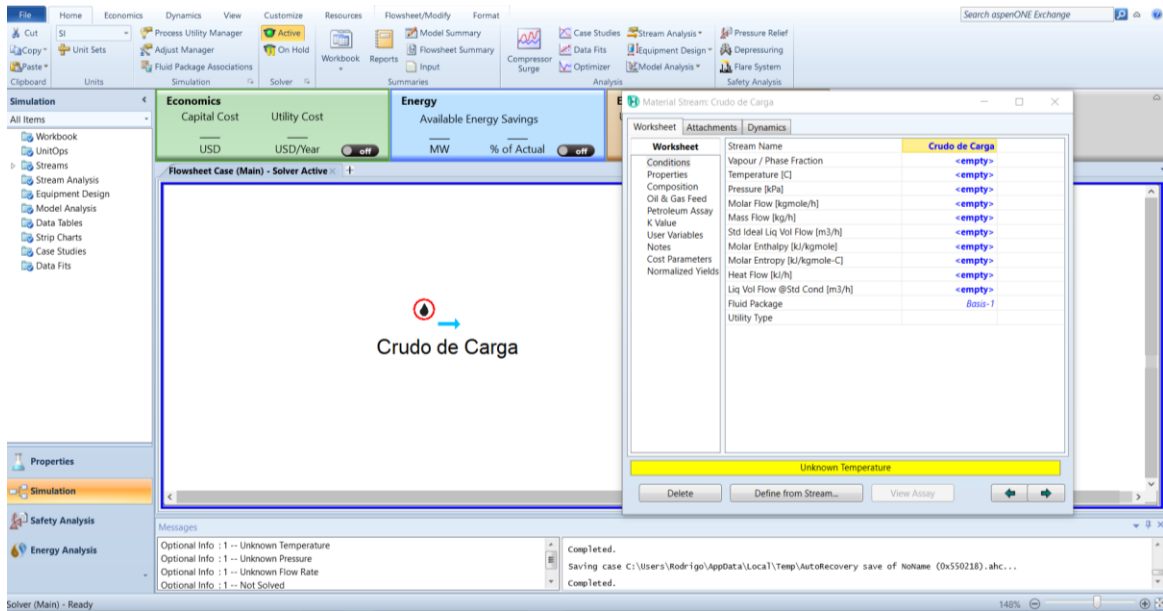


Figura 22. Corriente de Crudo Sin Especificar.

Una vez introducidos los datos de temperatura, presión y flujo, se observa cómo la corriente cambia a color azul fuerte y la ventana de información indica que está definida.

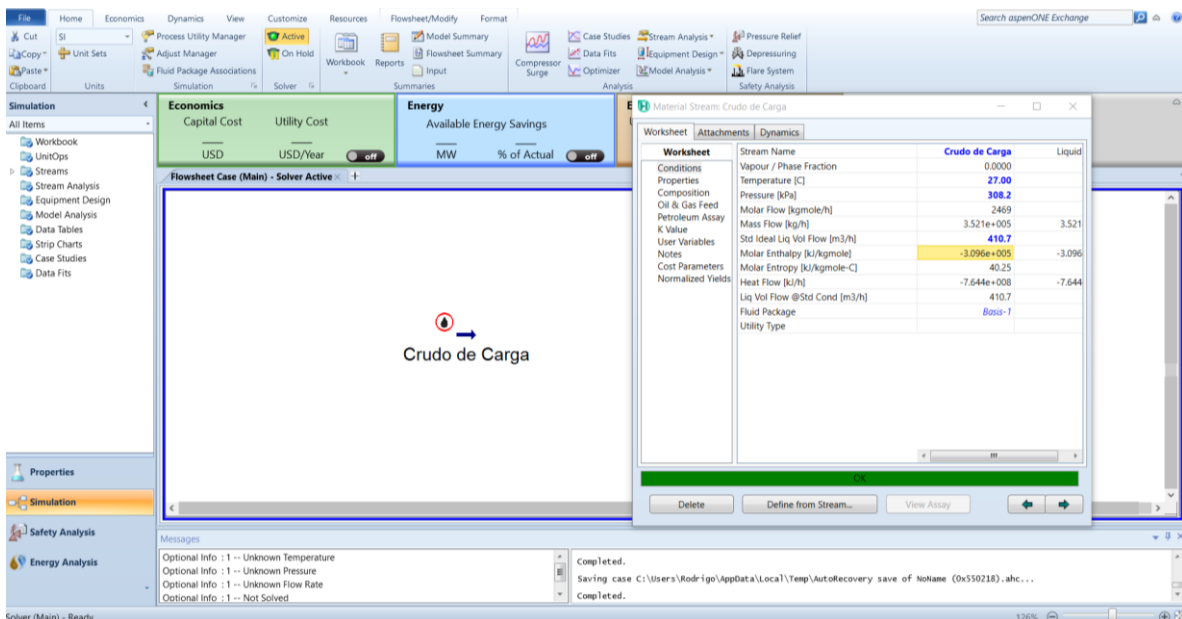


Figura 23. Corriente de Crudo Definida.

El siguiente paso es ir añadiendo equipo por equipo tal y como se encuentran en los Diagramas de Flujo de Proceso correspondientes a las Figuras 12 y 13.

Se comienza a modelar el tren de precalentamiento, introduciendo cada uno de los intercambiadores como se muestra en la Figura 24.

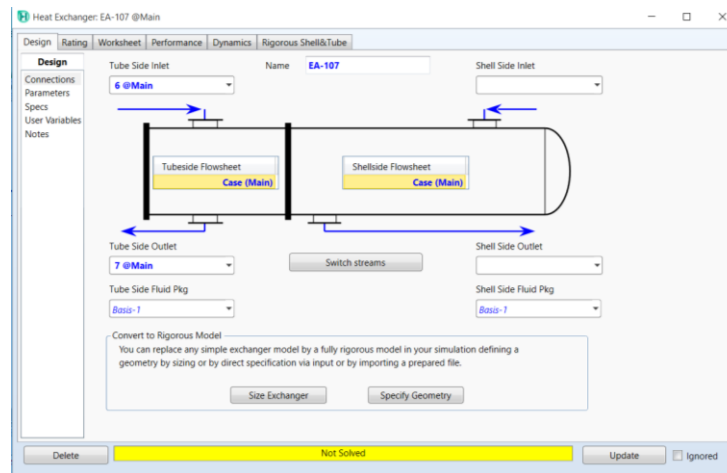


Figura 24. Ventana para un Intercambiador Proceso – Proceso.

Debido a que en el tren de precalentamiento la corriente de crudo incrementa su temperatura utilizando las corrientes obtenidas de la destilación atmosférica, los intercambiadores de calor de dicho tren no podrán converger en su totalidad debido a que se debe proporcionar la información de las corrientes de entrada y salida, tanto por el lado de los tubos como el de la coraza, la caída de presión, el cambio en la temperatura o la temperatura a la salida y aún no se cuenta con la información de las corrientes que calentarán al crudo; sin embargo al irse colocando cada intercambiador, aun sin las demás corrientes de proceso, como primera aproximación se establecen los cambios en la temperatura y en la presión en la corriente principal del crudo y así va a estar especificada conforme se avanza en el proceso. Todo esto depende del orden que se siga al realizar la simulación, ya que también es posible comenzar por la torre atmosférica y una vez obtenidos los productos, construir el tren de intercambio.

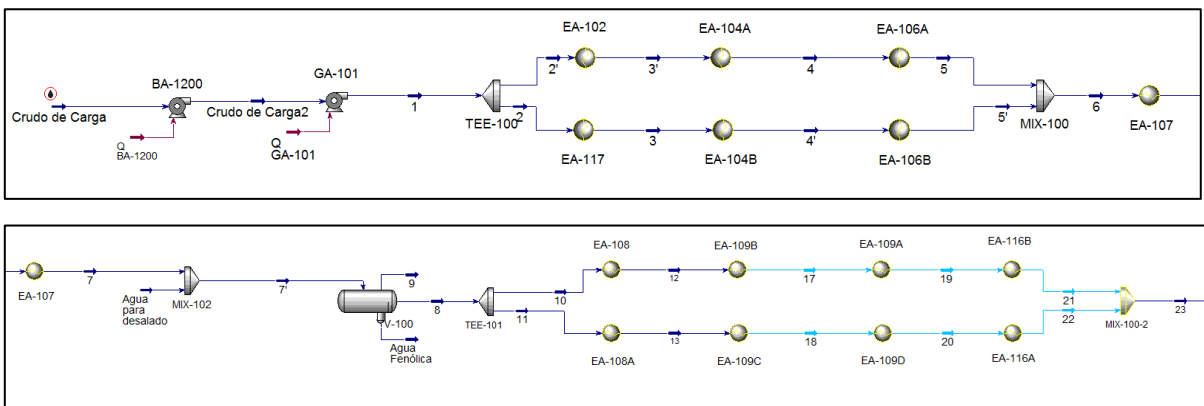


### 6.3. DESALADO

Después de que el crudo aumentó su temperatura, se envía a desalado. Para simular este proceso, se utiliza un separador de tres fases ya que tendremos una fase gaseosa, una líquida (agua) y una aceitosa.

Como primer paso debemos añadir agua a la corriente de crudo mediante un mezclador, la corriente resultante será la que ingrese al separador. El simulador para el caso de separadores de tres fases sólo necesita que la corriente de entrada esté completamente definida para converger.

Una vez que el crudo pasa por el proceso de desalado, continúa elevando su temperatura pasando por otros intercambiadores de calor. En las Figuras 25 y 26 se muestra el esquema de simulación del tren de precalentamiento y el desalado del crudo.



Figuras 25 y 26. Precalentamiento y Desalado del Crudo.

### 6.4. DESPUNTE

Para el modelado de la sección de despunte, se selecciona de las herramientas de HYSYS un Absorbador con Reflujo (*Refluxed Absorber*) el cual requiere como datos una corriente definida de alimentación, las corrientes de salida, el número de etapas, tipo de condensador y las presiones de operación del domo y fondo. Una vez introducidos estos datos necesarios, la columna tendrá solamente un grado de

libertad y en este caso se utilizó el flujo de crudo despuntado (salida del fondo) para especificar por completo la columna y que así ésta convergiera.

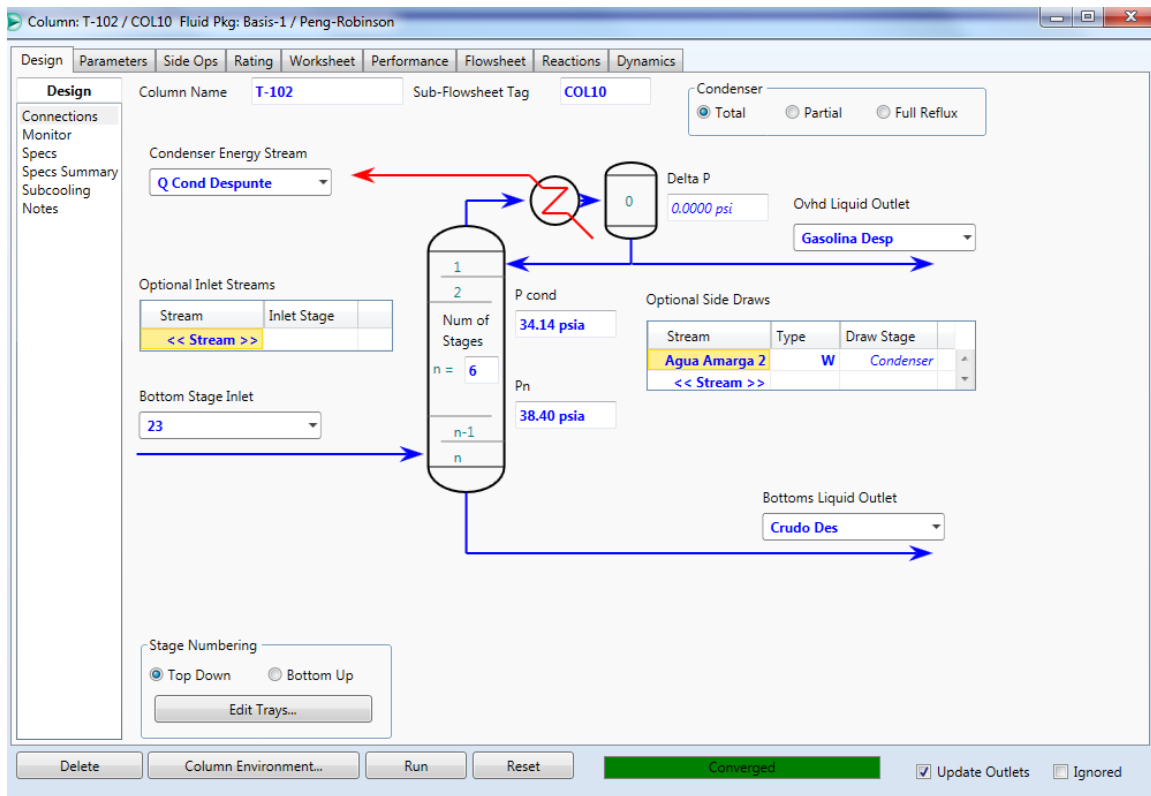


Figura 27. Columna de Despunte.

La proporción que no se recircula a la columna se envía a un separador de tres fases para eliminar el agua amarga. Lo que se obtiene de este proceso de despunte es un primer corte de Gasolina Despuntada la cual se envía a almacenamiento.

El crudo despuntado obtenido del fondo de la columna es bombeado a un calentador donde elevará su temperatura para iniciar el proceso de destilación atmosférica.

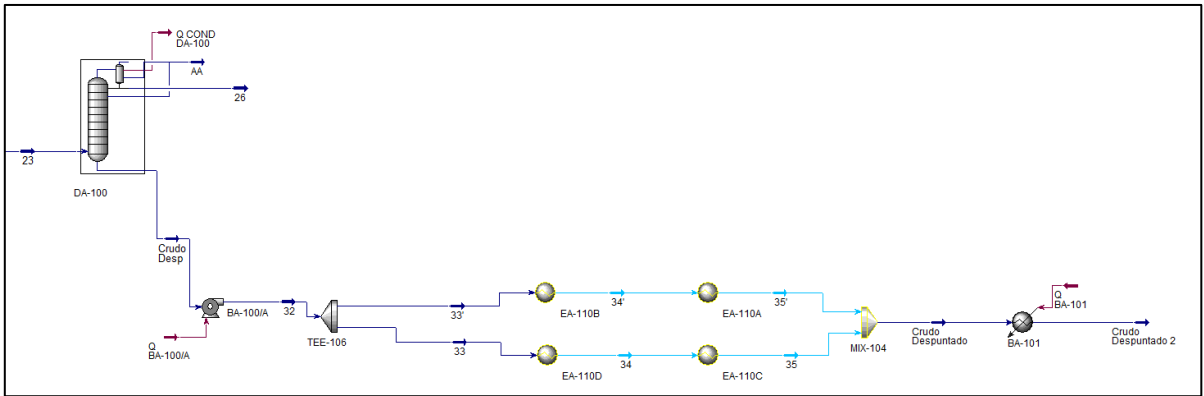


Figura 28. Proceso de Despunte.

## 6.5. DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

Una vez realizada la torre despuntadora, se llega al corazón del proceso: la torre atmosférica; la cual naturalmente también va a ser el corazón de la simulación, a saber, el equipo más complicado y clave de la misma.

El modelado del proceso de destilación atmosférica se lleva a cabo en varias etapas, debido a que las corrientes de los productos de la misma (nafta, kerosina, diesel y gasóleo) son utilizadas en el tren de precalentamiento, parte previa a la torre en la simulación.

Para comenzar el modelado del proceso de destilación atmosférica se selecciona un Absorbedor con Reflujo (*Refluxed Absorber*). Este equipo requiere que se ingrese una corriente de vapor (vapor de agotamiento), el número de platos, la corriente definida del crudo, el plato en el cual se alimenta, las salidas y el tipo de condensador, una vez ingresada esa información se solicitan las presiones del domo y el fondo a las que opera la columna.

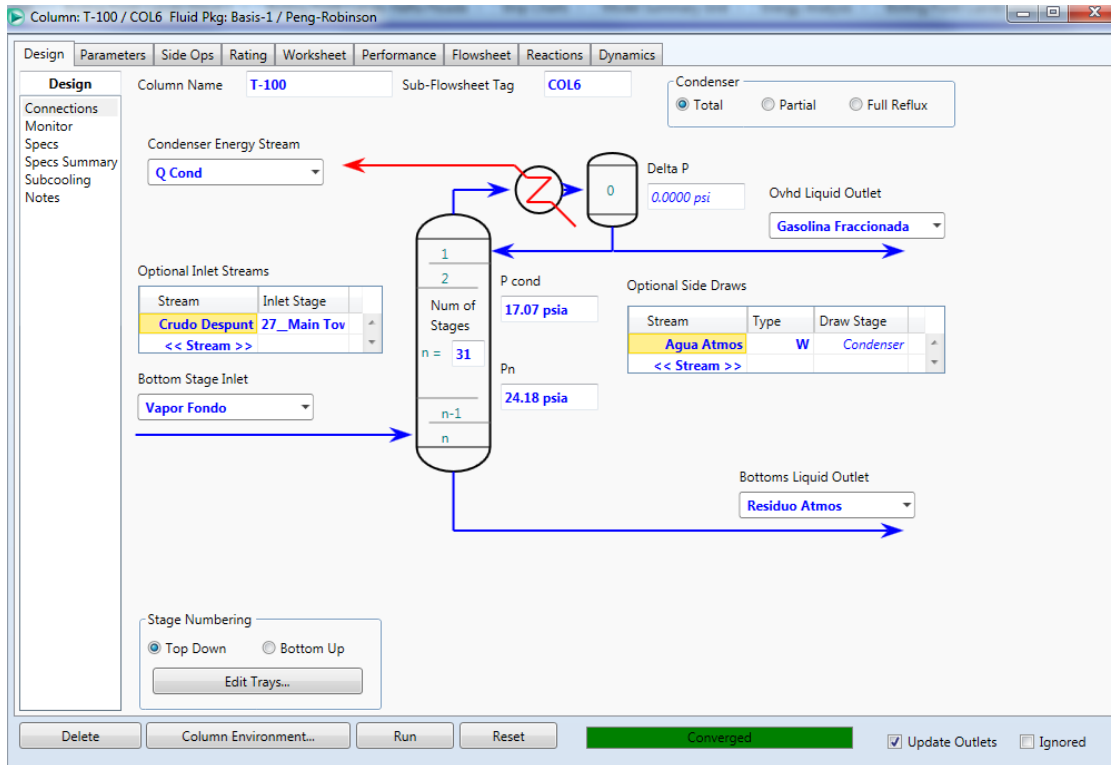


Figura 29. Primera Aproximación para el Proceso de Destilación Atmosférica.

Ingresados estos datos se debe de revisar los grados de libertad de la columna ya que hará falta que se especifiquen más datos como son el flujo de destilado que se desea obtener y la razón de reflujo.

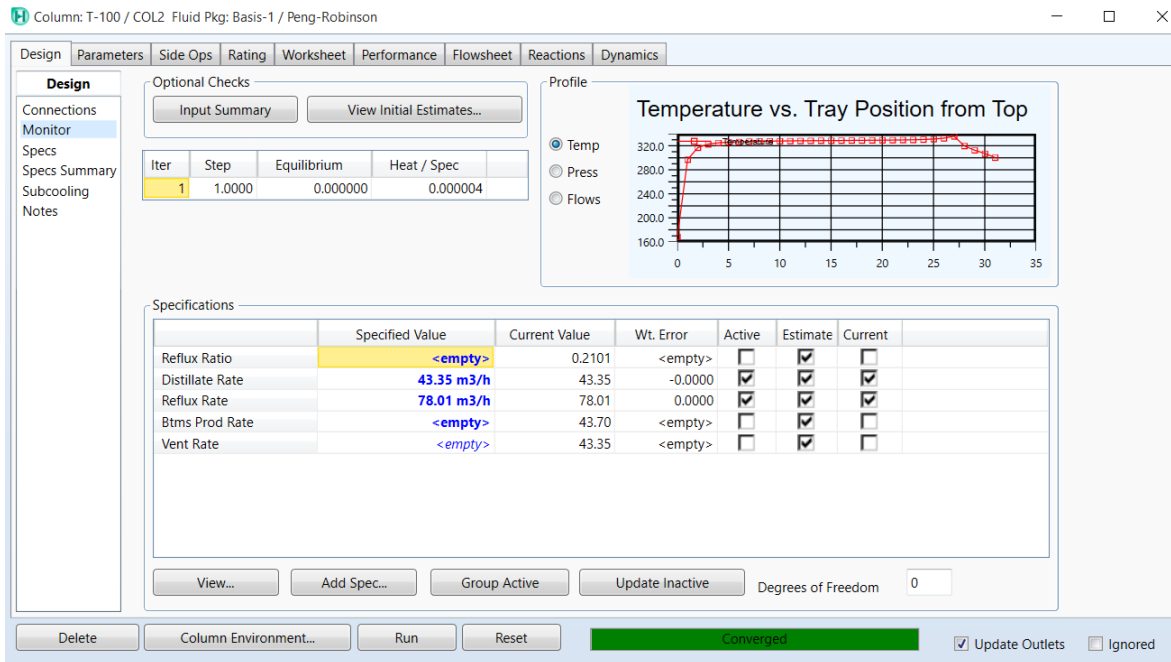


Figura 30. Especificaciones Adicionales de la Columna Atmosférica.

Hasta ahora se ha obtenido el corte de Gasolina Fraccionada por el domo de la columna y Residuo Atmosférico por el fondo. El siguiente paso a realizar es colocar los reflujos laterales y los agotadores para la obtención de los cortes laterales de Nafta, Kerosina, Diesel y Gasóleos para que de esta manera, quede completado el proceso de destilación atmosférica.

Como primer paso se instalan los agotadores, en la pestaña de *Side Ops* en la sección de *Side Strippers*. La columna de destilación atmosférica cuenta con tres agotadores para Nafta, Kerosina y Diesel respectivamente.

Al añadir cada agotador, se especifica el número de etapas del mismo, así como el plato del cual es extraída la corriente de destilado y el plato al cual regresa, así como su configuración la cual corresponde a un agotador que utiliza vapor. Todo el vapor de agotamiento utilizado en este proceso se encuentra a 600 °F y a 50 psia.

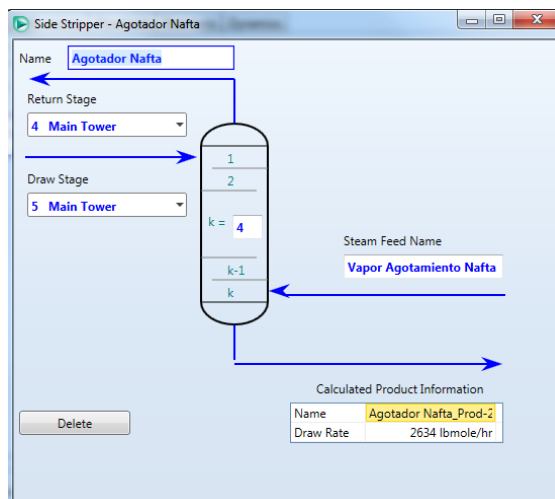


Figura 31. Agotador Lateral.

Una vez instalados los tres agotadores, en la pestaña de *Monitor* se especifican los flujos de destilado de cada agotador para así cubrir los grados de libertad de la columna. Cabe mencionar que la columna no podrá converger debido a que se necesitan instalar las bombas de calor (*pump around*) o propiamente los reflujos laterales para así cumplir con el balance térmico de la torre.

En la misma pestaña de *Side Ops* en la sección de *Pump Arouns* se añaden las bombas de calor especificando el plato del que es extraído el destilado así como el plato al que regresa; al igual que con los agotadores, en la pestaña de *Monitor* se deben de ingresar las especificaciones para que no haya grados de libertad las cuales en el caso de los *pump arouns* pueden ser el flujo junto con la temperatura de retorno a la torre o la carga térmica del intercambiador y en el caso de los agotadores se utilizan los flujos del producto de cada agotador.

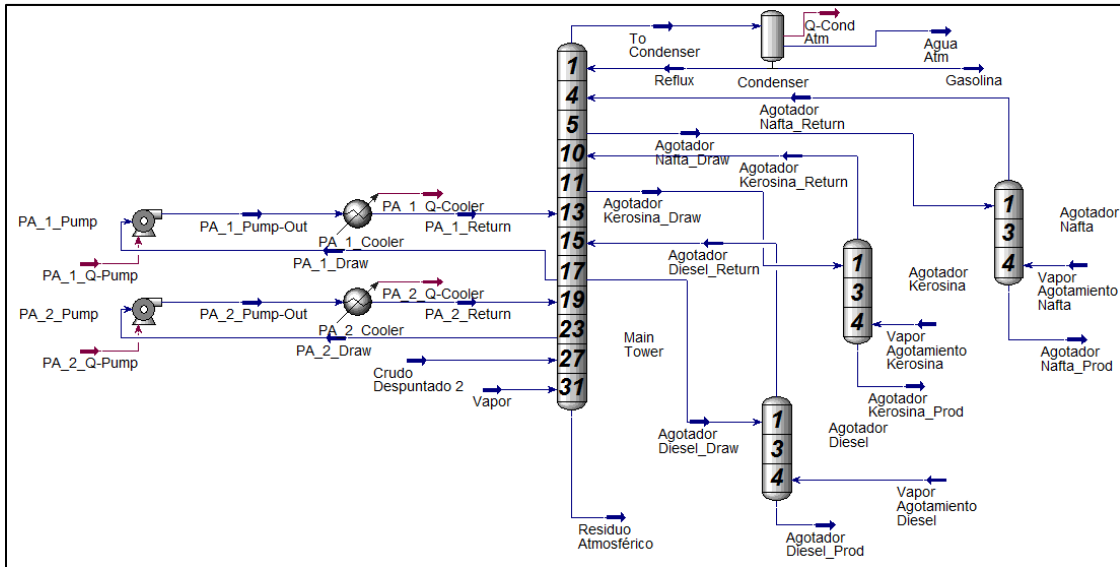


Figura 32. Ambiente de la Columna Atmosférica para la Primera Aproximación.

Esta configuración de la torre utilizando los *pump arounds* es solamente la primera aproximación preliminar de la configuración de la torre ya que al utilizar esta opción, el simulador representa a los reflujos como internos en la torre, no se tiene acceso a las corrientes de los reflujos. Esta primera aproximación es para que la columna converja y así conocer las condiciones de retorno a la torre de cada reflujo.

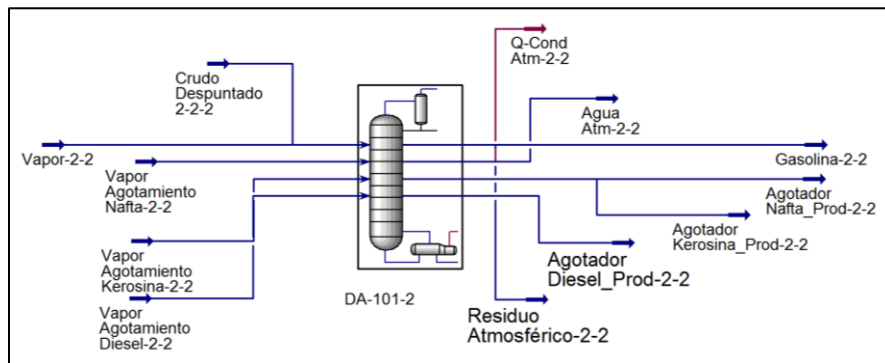


Figura 33. Vista de la Primera Aproximación de la Torre Atmosférica.

Debido a lo antes mencionado, para la segunda aproximación se utiliza una recirculación manual a la torre y *Coolers* para representar el calor intercambiado en el tren de precalentamiento.

Como ahora se van a introducir nuevas entradas y salidas a la torre, las cuales representan la salida y entrada de los reflujos, forzosamente dichas corrientes de entrada deben de estar definidas para poder converger, al ser recirculaciones la composición de las entradas son iguales a las de las salidas pero no se cuenta con dichos datos ya que la columna no ha convergido. Es todo un lazo, pero aquí es donde radica la importancia de realizar la primera aproximación, al ubicarnos en el ambiente de la torre en la primera aproximación (Figura 32) podemos ingresar a las corrientes de los *pump arounds* que retornan a la torre, y así obtener las composiciones de las mismas que independientemente de si el reflujo es dividido antes de regresar a la columna, se mantienen iguales.

Estos datos de composición de las corrientes van a servir para que la torre pueda converger teniendo ya todas las entradas especificadas y van a utilizarse como estimados iniciales en la corriente para que la herramienta de recirculación pueda iterar y así obtener el valor real de la corriente.

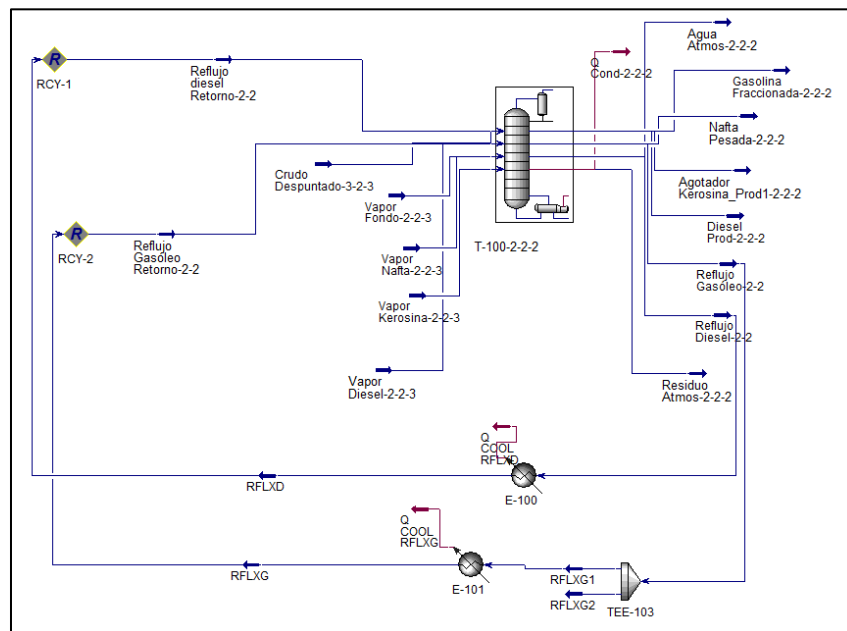


Figura 34. Vista de la Segunda Aproximación de la Torre Atmosférica.

Una vez que la torre ha convergido ya se puede instalar correctamente, eliminando los *Coolers* y conectando las corrientes de salida de los agotadores y



reflujos a los respectivos intercambiadores en el tren de precalentamiento de crudo, pero es más recomendable esperar a realizar la instalación de la torre de vacío ya que las salidas laterales de la misma intercambian calor con el crudo antes de que éste ingrese a la torre atmosférica. Por lo tanto se debe esperar a realizar la instalación de la torre de vacío, proceso que se describe a continuación.

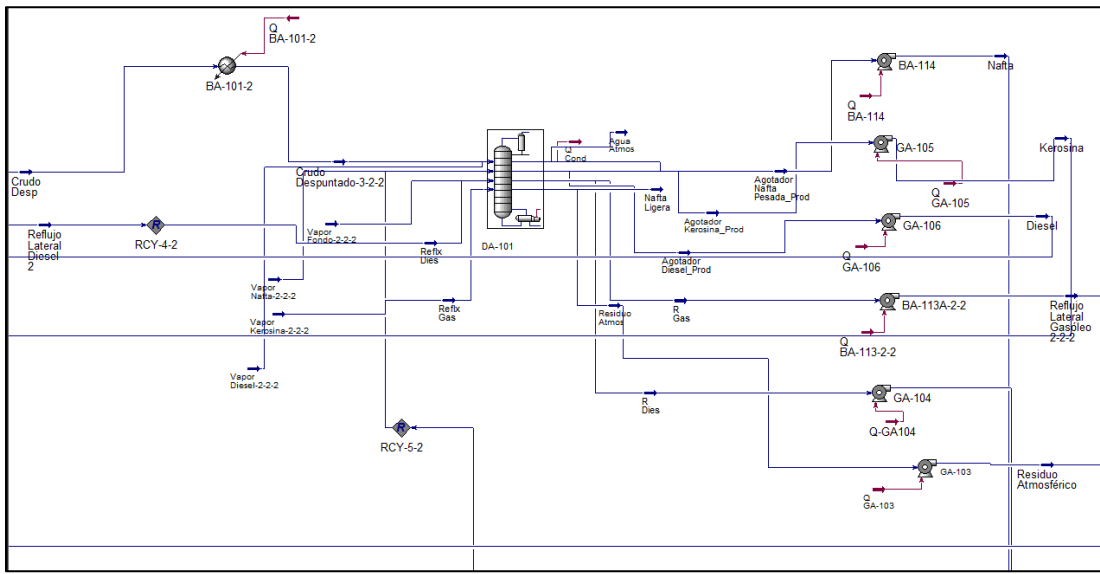


Figura 35. Torre de Destilación Atmosférica (Final).

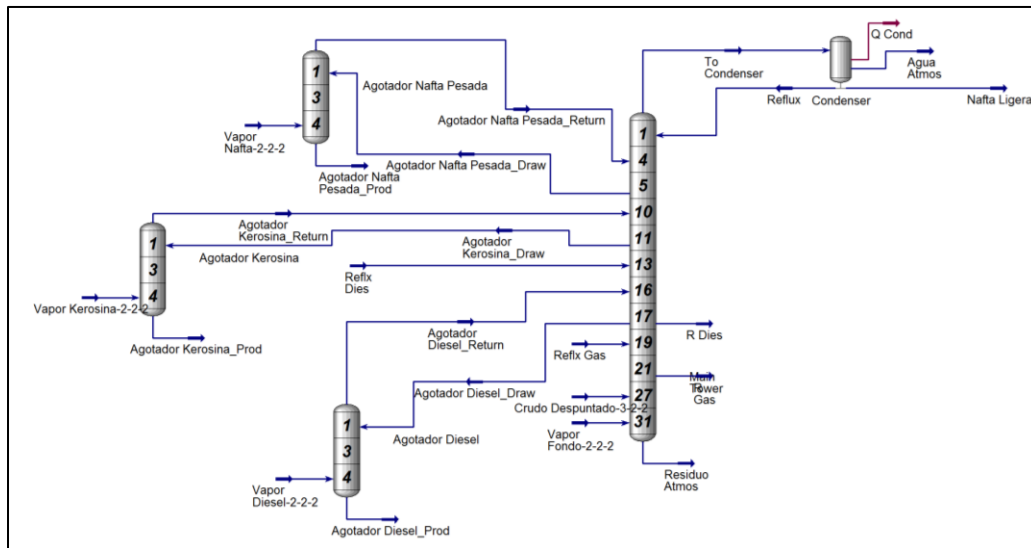


Figura 36. Ambiente Final de la Columna Atmosférica.

## 6.6. DESTILACIÓN AL VACÍO

La corriente de salida del fondo de la torre atmosférica: el residuo atmosférico, se bombea a un calentador donde eleva su temperatura para así ingresar a la torre de alto vacío. Para modelar la torre de vacío se selecciona de la barra de herramientas un *Absorber* con la única diferencia que para este caso en la primera ventana que se abre para ingresar los datos del equipo, se va a seleccionar que en lugar de tener una entrada por el domo, dicha entrada sea un *pump around* (Figura 37). Los datos que requiere el simulador para resolver la columna de vacío son: número de platos, el plato de alimentación, las corrientes de productos, presiones en domo y fondo.

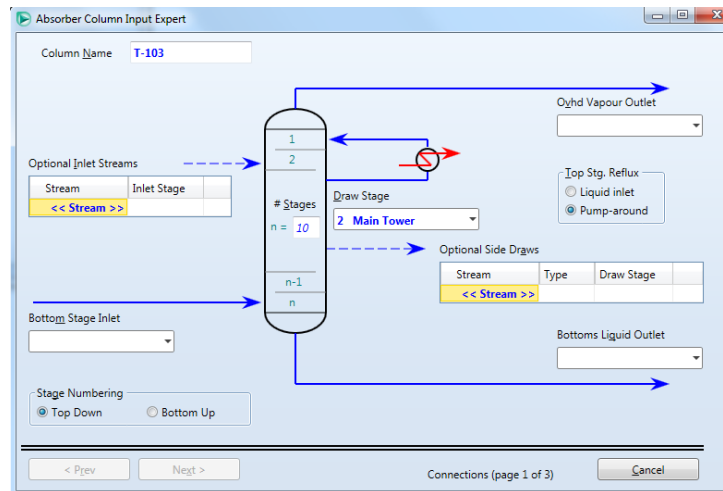


Figura 37. Selección Alternativa para el Reflujo de la Torre de Vacío.

De esta manera la torre no va a solicitar que la corriente de entrada al domo esté especificada ya que será un reflujo, alternativa de gran utilidad ya que no conocemos la composición de dicha corriente y por lo tanto no podría converger. Se ingresan los datos solicitados, para así continuar con la instalación de esta primera aproximación de la torre de vacío.

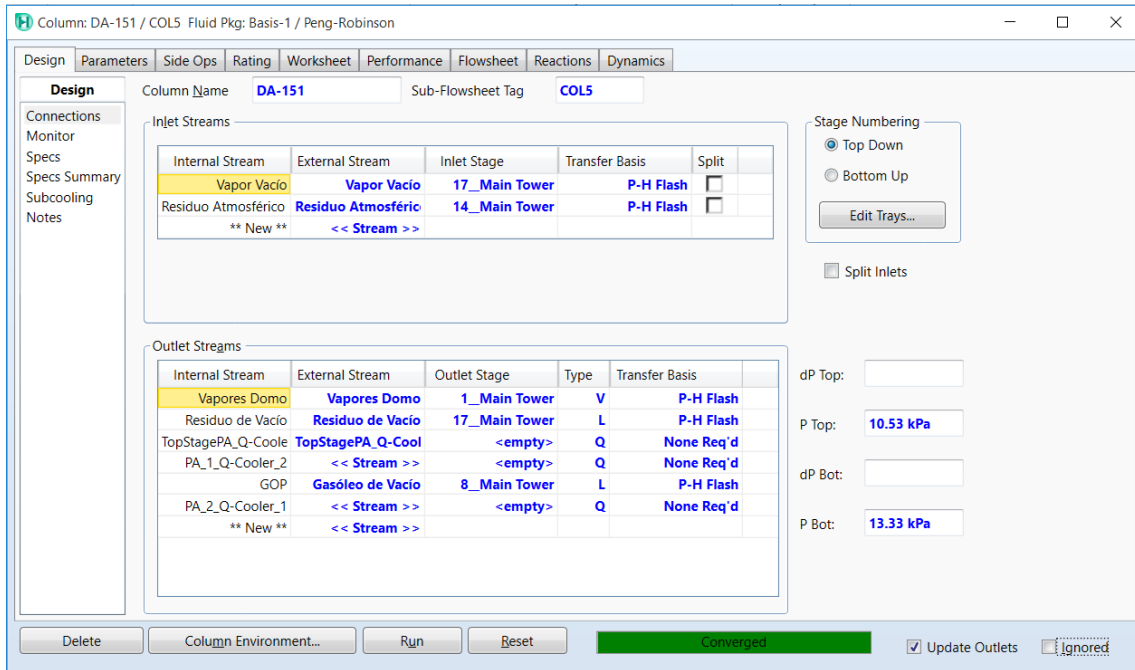


Figura 38. Vista de la Columna de Vacío.

De igual manera, así como con la torre de destilación atmosférica se tienen presentes reflujos laterales en la torre, se añaden los pump arounds requeridos para que se cumpla el balance térmico de la misma.

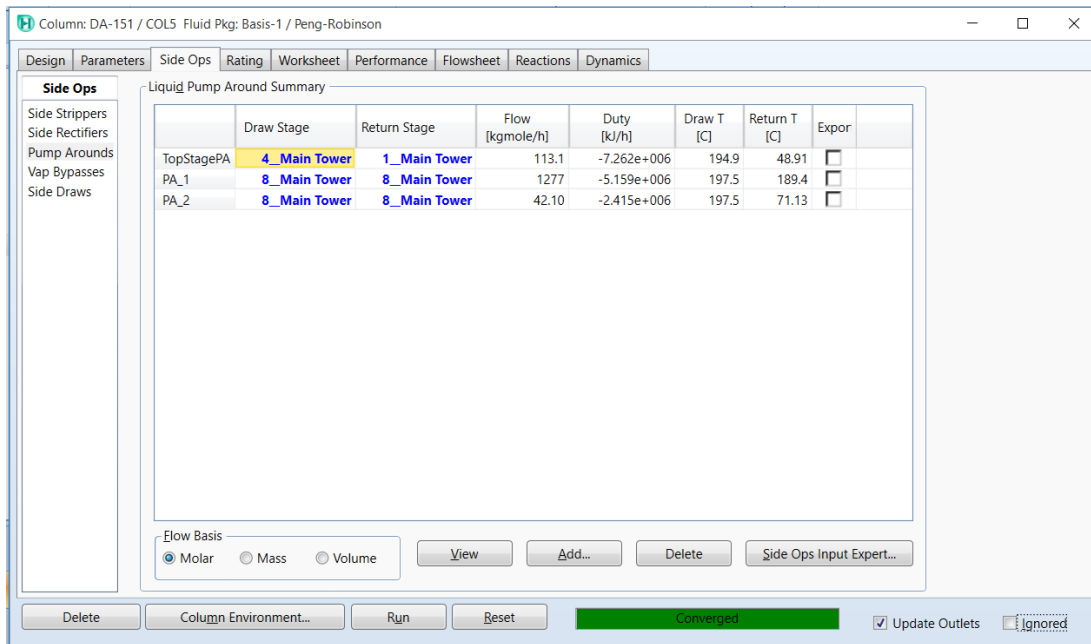


Figura 39. Instalación de los Reflujos de la Torre de Vacío.

Ya con estos datos la torre converge y nos proporciona los resultados de la corriente de gasóleos y la corriente del residuo de vacío.

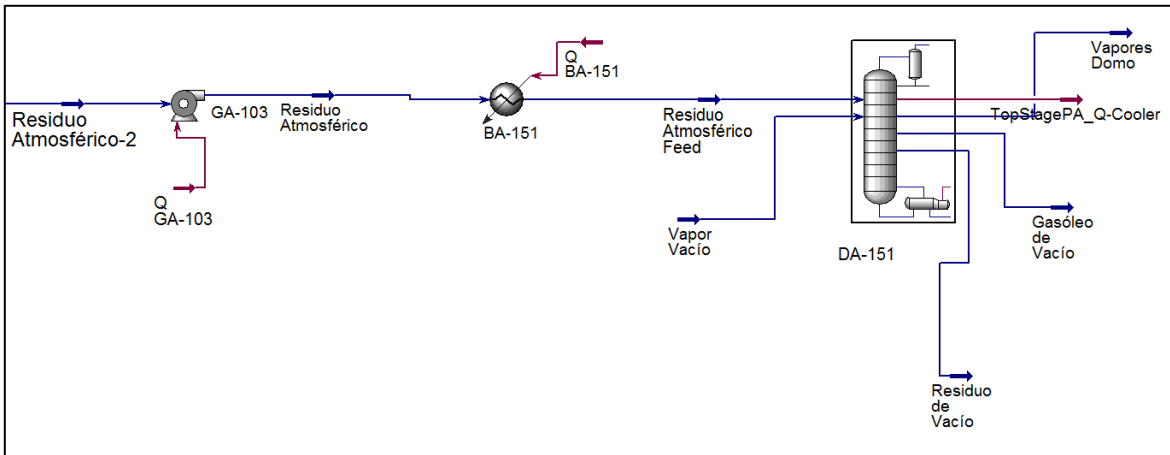


Figura 40. Vista de la Primera Aproximación de la Torre de Vacío.

Al igual que con la torre atmosférica, se realiza la segunda aproximación. Sólo que para éste caso, vamos a regresar a la configuración predeterminada del *Absorber* intercambiando el *pump around* al domo antes mencionado por una corriente de entrada al domo, la cual ya podremos definir gracias a la primera aproximación. Adicionalmente se hace esto ya que en este caso en particular, los reflujos no regresan en su totalidad a la torre; son divididos y una parte es enviada a distintos lugares de la simulación, principalmente al tren de intercambio de calor. Al ser éste el caso del reflujo al domo, es necesario instalarlo de manera manual en la torre.

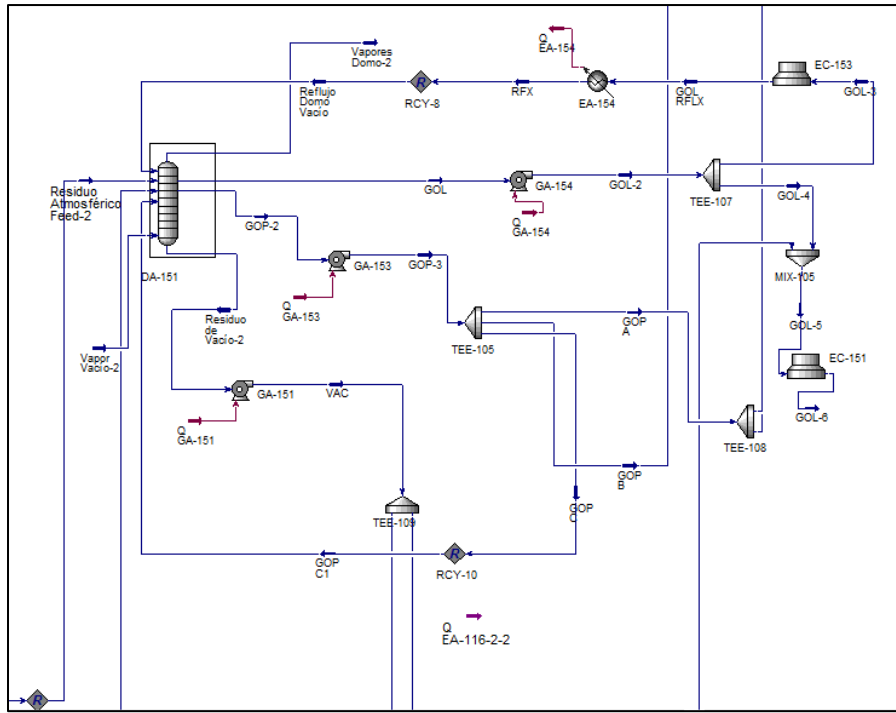


Figura 41. Vista de la Segunda Aproximación de la Torre de Vacío con el Reflujo Manual al Domo.

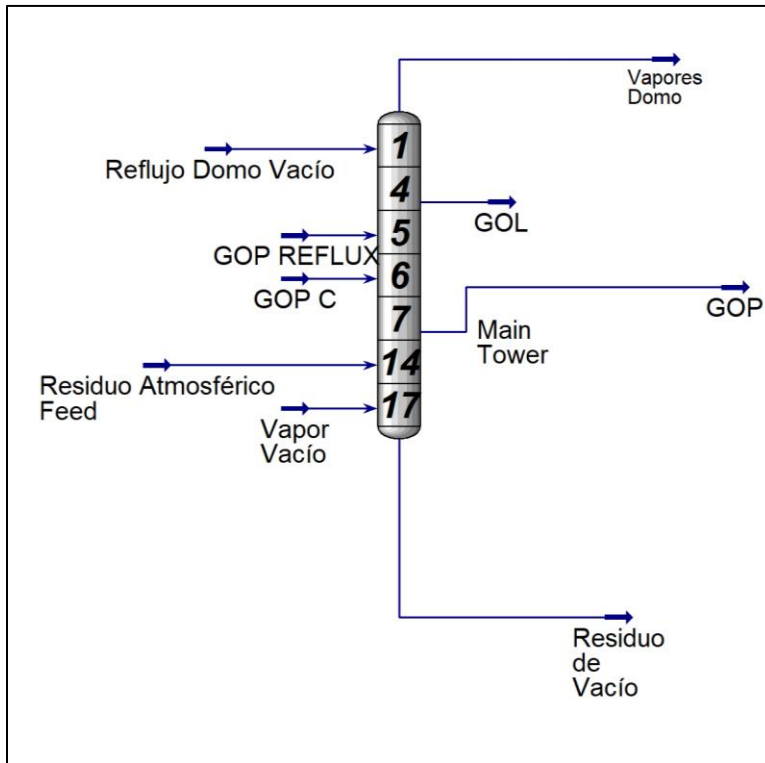


Figura 42. Ambiente Final de la Columna de Vacío.

Una vez llevado a cabo lo anterior, sólo resta instalarla correcta y definitivamente, así como la torre atmosférica: eliminando los *Coolers* y conectando las corrientes de salida de la torre y reflujos a los respectivos intercambiadores en el tren de precalentamiento de crudo.

Para realizar este último paso en la instalación de la columna atmosférica y de vacío en la simulación se debe de tener cuidado, ya que cualquier error puede causar que la simulación no converja debido a un gran número de causas (por ejemplo que el simulador encuentre un error con un dato que se ha especificado y que a su vez ha calculado pero obtenido un resultado diferente), lo que se procede a hacer es desconectar la corriente definida de crudo despuntado que entra a la torre, ésta corriente tuvo que haber tenido definidas sus condiciones directamente en la misma, debido a que antes de obtener los productos laterales de la torre, no se iban a poder obtener resultados completos de los intercambiadores sin ambas corrientes de proceso conectadas. Una vez “separada” la torre de las secciones anteriores de la simulación y como ya se mencionó antes, se conectan las corrientes que intercambian calor con la corriente de crudo en el tren de intercambio tanto para la torre atmosférica como para la de vacío, quedando configurados los intercambiadores solamente con: la entrada del crudo, la entrada de la corriente caliente proveniente de la torre atmosférica y/o vacío y la caída de presión en el intercambiador. Con esos datos proporcionados, el simulador va a calcular el equipo quedando de esta manera las condiciones verdaderas del tren de precalentamiento con base en los productos obtenidos de ambas columnas.

El último paso es revisar la corriente de crudo despuntado “nueva” que se tiene como resultado de la correcta configuración del tren de intercambio de calor; si todo se ha llevado a cabo de manera correcta, esta corriente va a ser casi idéntica a la previa corriente de entrada a la torre atmosférica. De esta manera ya se pueden sustituir ambas corrientes, cerrando así el circuito sin provocar ningún fallo en los equipos terminando así el esquema de simulación de la planta.

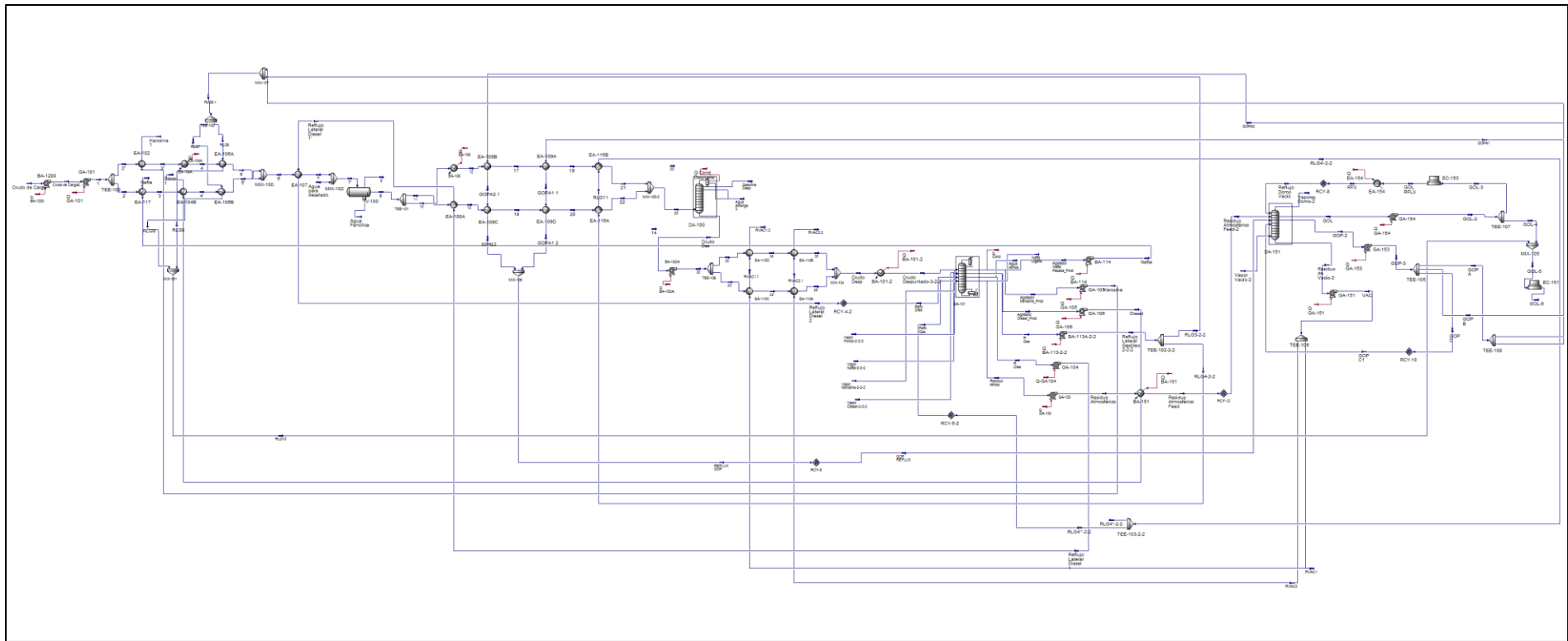


Figura 43. Vista completa del Esquema de la Simulación.

## 7. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE LA SIMULACIÓN

### 7.1 GENERACIÓN DE CURVAS

El primer paso para revisar los resultados obtenidos en la simulación es generar las curvas de destilación de los productos de la planta, para eso se utiliza la pestaña de *Stream Analysis* en la cual vamos a añadir una *Boiling Point Curve* por cada corriente que se desea analizar.

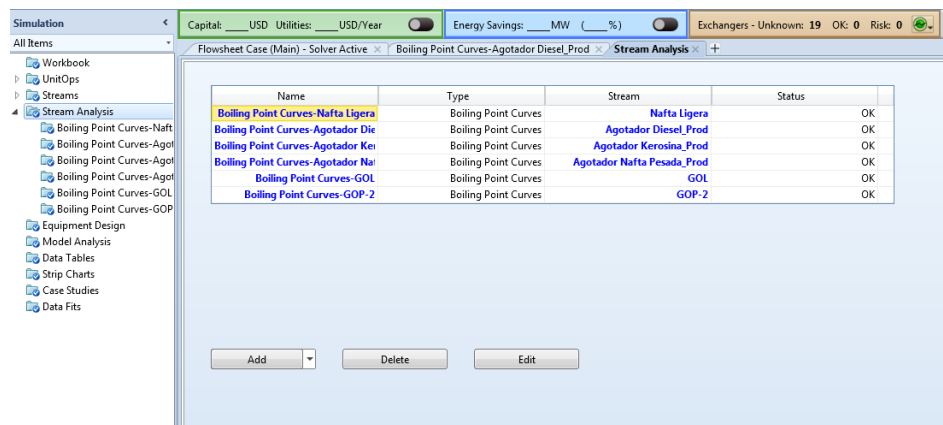


Figura 44. Pestaña de *Stream Analysis* con todas las Curvas añadidas.

Una vez añadidas, se debe de seleccionar para cada una el objeto (corriente) de la simulación al cual estarán asociadas, lo que significa seleccionar la corriente de la simulación correspondiente a cada producto de la planta.

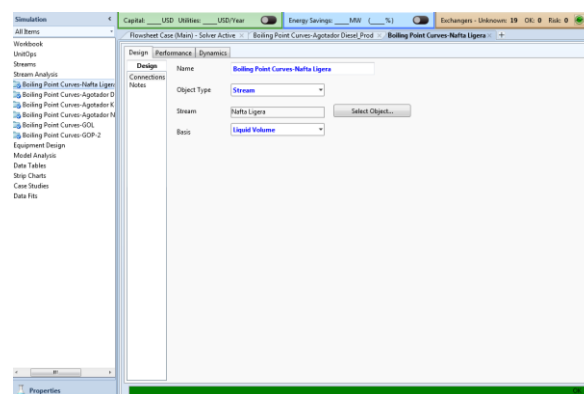


Figura 45. Corriente de Proceso de la Simulación asociada a la Curva de Destilación.



Una vez asociada cada corriente a cada curva, el simulador generará automáticamente las curvas. En las diferentes pestañas de cada curva se puede ver la presentación de los datos en tabla, o de manera gráfica.

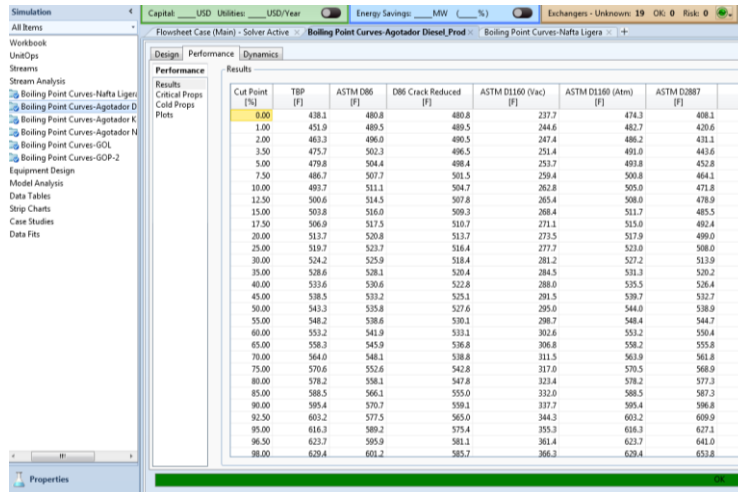


Figura 46. Presentación de los Datos de la Curva de Destilación.

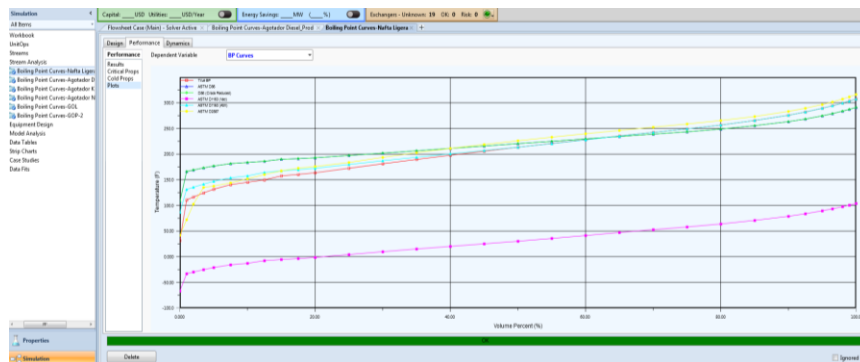


Figura 47. Representación Gráfica de la Curva de Destilación.

## 7.2. COMPARACIÓN CON EL MANUAL DE OPERACIÓN

A continuación se muestran tablas comparativas entre algunos de los valores presentados en el manual de operación de la planta y los obtenidos con HYSYS.

Tabla 1: Valores de Flujo para la Torre Atmosférica.

Flujo	BPD		% Error
	Manual	HYSYS	
Nafta Ligera	8400	8400	0.00%
Nafta Pesada	6500	7100	9.23%
Kerosina	7020	7020	0.00%
Diesel	3900	3900	0.00%

Tabla 2. Valores de Temperatura en los Platos de la Torre Atmosférica.

Temperatura de Platos	°C		% Error
	Manual	HYSYS	
Plato de Carga (27)	351	320.2	8.77%
Plato Kerosina (11)	240	199.1	17.04%
Plato Diesel (21)	293	271.2	7.44%
Plato 18	302	247.7	17.98%
Plato 26	355	298.1	16.03%
Domo	125	91.24	27.01%
Fondo	345	296.4	14.09%

Tabla 3. Valores de Flujo para la Torre de Vacío.

Flujo	BPD		% Error
	Manual	HYSYS	
Reflujo al Plato 5	6000	5698	5.03%
Reflujo al Plato 6	350	350	0.00%
GOL a Tanques	2280	2106	7.63%

Tabla 4. Valores de Temperatura en los Platos de la Torre de Vacío.

Temperatura de Platos	°C		% Error
	Manual	HYSYS	
Plato de Carga (14)	390	320.7	17.77%
Plato 4	250	279.3	11.72%
Plato 7	350	291.7	16.66%
Domo	240	262.3	9.29%
Fondo	370	301.3	18.57%

Como se puede observar los porcentajes de error no son mayores al 20%, y naturalmente si el porcentaje de error es igual a cero, dicho valor se utilizó para satisfacer los grados de libertad del equipo correspondiente (Tabla 1).

En seguida se presentan las curvas de destilación (curva TBP y ASTM D86) para cada uno de los destilados obtenidos en el proceso.

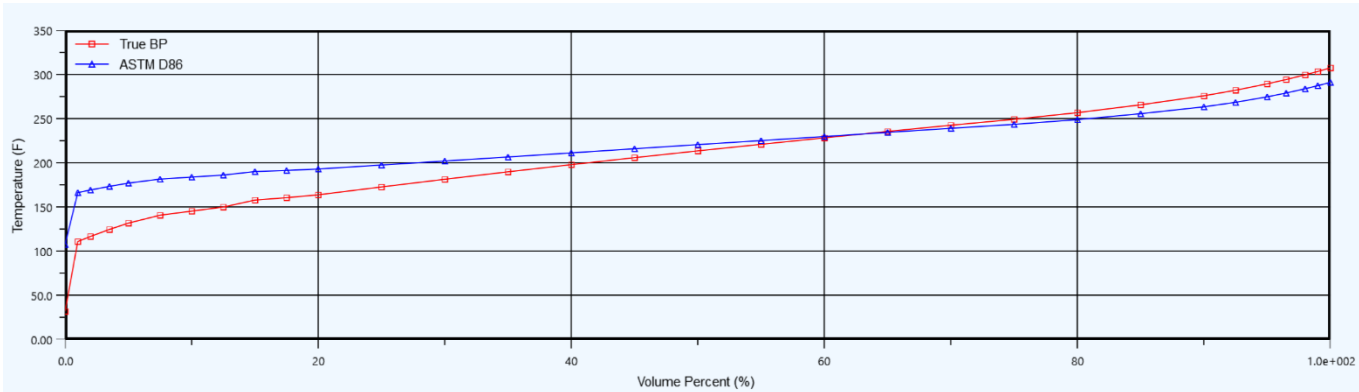


Figura 48. Curva de Destilación para Nafta Ligera.

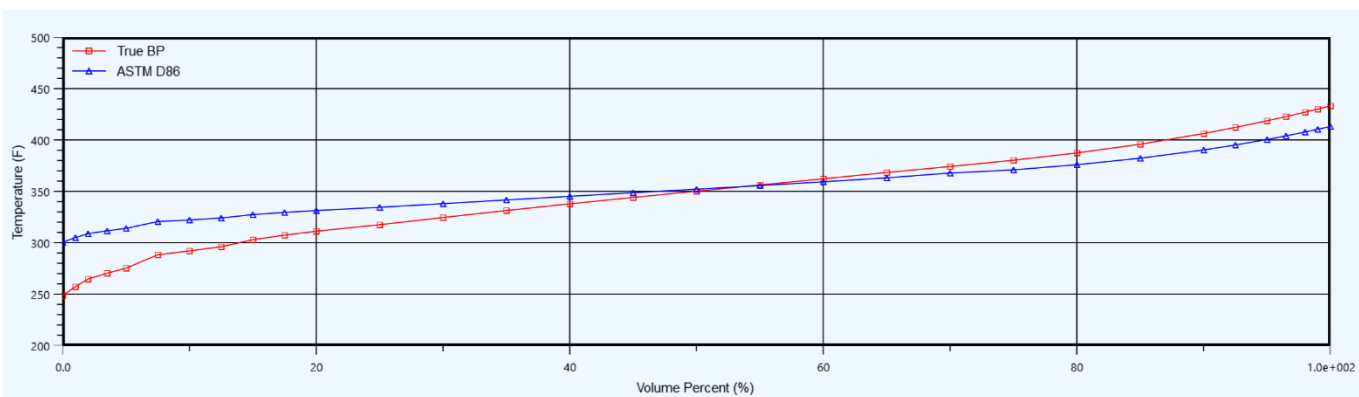


Figura 49. Curva de Destilación para Nafta Pesada.

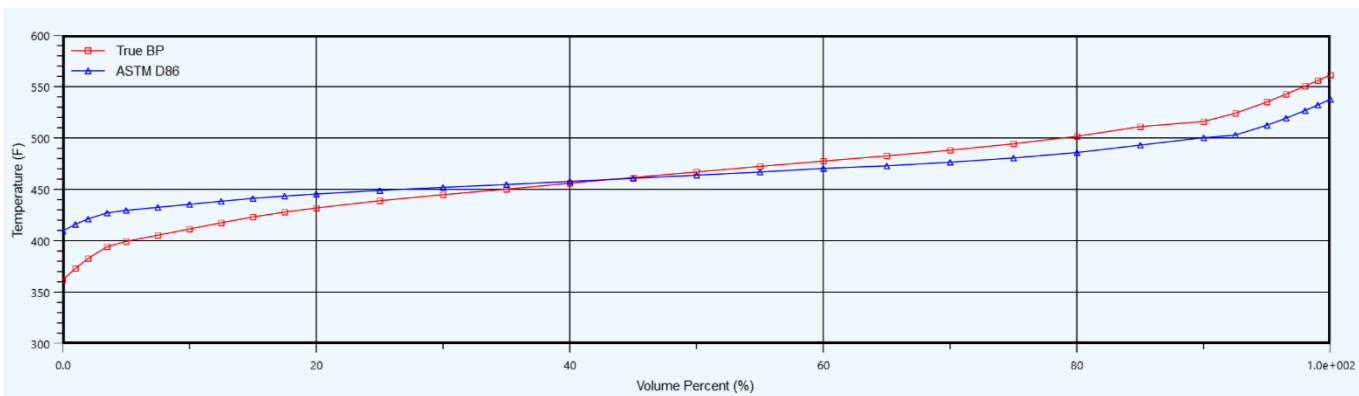


Figura 50. Curva de Destilación para Kerosina.

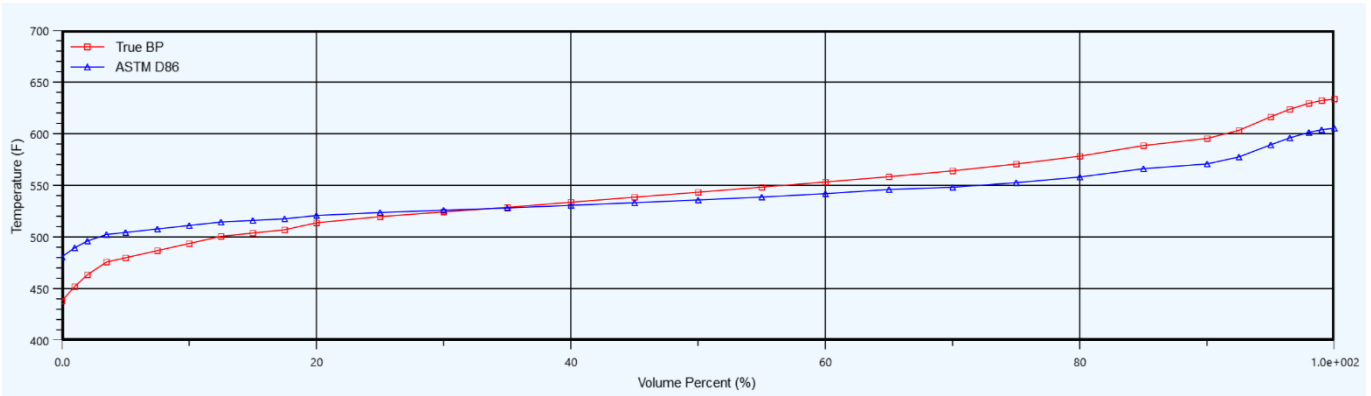


Figura 51. Curva de Destilación para Diesel.

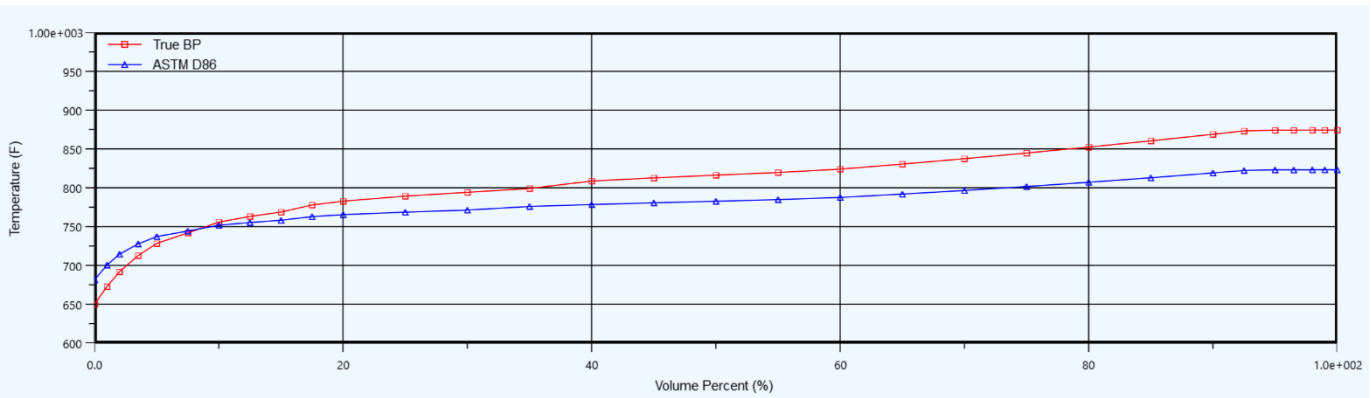


Figura 52. Curva de Destilación para Gasóleo Ligero de Vacío.

Para una mejor apreciación de los datos, se presentan también las tablas con los valores que conforman a las curvas de destilación.

Tabla 5. Valores de la Curva de Destilación de Nafta Ligera.

% Vol	TBP (°F)	ASTM D86 (°F)
0.00	31.73	107.44
5.00	131.66	176.97
10.00	145.24	183.80
15.00	157.73	190.04
20.00	163.72	192.92
25.00	172.62	197.45
30.00	181.31	202.00
35.00	189.75	206.58
40.00	197.88	211.22
45.00	205.78	215.89
50.00	213.48	220.57
55.00	220.92	225.13
60.00	228.23	229.71
65.00	235.50	234.41
70.00	242.52	239.03
75.00	249.23	243.51
80.00	256.76	248.87
85.00	265.64	255.58
90.00	275.87	263.36
95.00	289.41	274.69
100.00	307.49	291.06

Tabla 6. Valores de la Curva de Destilación de Nafta Pesada.

% Vol	TBP (°F)	ASTM D86 (°F)
0.00	248.63	300.51
5.00	275.25	314.03
10.00	292.08	322.19
15.00	302.97	327.40
20.00	311.24	331.39
25.00	317.57	334.49
30.00	324.54	338.04
35.00	331.38	341.65
40.00	337.87	345.18
45.00	344.12	348.69
50.00	350.20	352.14
55.00	356.22	355.66
60.00	362.26	359.33
65.00	368.41	363.22
70.00	374.24	367.83
75.00	380.35	370.95
80.00	387.43	375.96
85.00	395.89	382.31
90.00	406.33	390.36
95.00	418.70	400.51
100.00	433.19	413.18

Tabla 7. Valores de la Curva de Destilación de Kerosina.

% Vol	TBP (°F)	ASTM D86 (°F)
0.00	361.83	409.51
5.00	399.36	429.57
10.00	411.43	435.47
15.00	423.17	441.29
20.00	431.92	445.50
25.00	438.96	448.98
30.00	444.86	451.96
35.00	450.20	454.71
40.00	455.99	457.75
45.00	461.56	460.76
50.00	467.00	463.80
55.00	472.39	466.92
60.00	477.55	470.40
65.00	482.63	472.93
70.00	488.15	476.42
75.00	494.36	480.60
80.00	501.69	485.88
85.00	511.09	493.12
90.00	516.10	500.36
95.00	535.15	512.49
100.00	561.33	537.75

Tabla 8. Valores de la Curva de Destilación de Diesel.

% Vol	TBP (°F)	ASTM D86 (°F)
0.00	438.12	480.79
5.00	479.83	504.36
10.00	493.65	511.09
15.00	503.77	516.01
20.00	513.67	520.78
25.00	519.67	523.67
30.00	524.19	525.87
35.00	528.60	528.05
40.00	533.63	530.60
45.00	538.50	533.16
50.00	543.32	535.80
55.00	548.23	538.62
60.00	553.24	541.89
65.00	558.32	545.95
70.00	564.02	548.11
75.00	570.58	552.55
80.00	578.24	558.06
85.00	588.49	566.09
90.00	595.38	570.71
95.00	616.32	589.24
100.00	633.64	605.33

Tabla 9. Valores de la Curva de Destilación de Gasóleo Ligero de Vacío.

% Vol	TBP (°F)	ASTM D86 (°F)
0.00	650.34	681.64
5.00	728.37	737.20
10.00	755.80	751.75
15.00	768.71	758.14
20.00	782.76	765.36
25.00	789.23	768.63
30.00	794.14	771.27
35.00	799.04	775.93
40.00	808.67	778.43
45.00	812.71	780.61
50.00	816.26	782.65
55.00	819.66	784.76
60.00	823.98	787.57
65.00	830.52	791.87
70.00	837.44	796.55
75.00	844.73	801.61
80.00	852.41	807.06
85.00	860.46	812.88
90.00	868.89	819.09
95.00	874.22	823.08
100.00	874.33	823.17

### 7.3. ANÁLISIS ADICIONALES

Para poder justificar que la simulación es confiable, se puede hacer uso de la literatura para verificar los resultados de las curvas de destilación correctamente; utilizando como referencia el Handbook Of Petroleum Processing (2003), el cual presenta los diferentes rangos de temperatura para los destilados que se presentan en la Tabla 10.

Tabla 10. Rango de Corte reportado para cada Destilado.

Producto	Intervalo de Temperatura (°F)
Nafta	Hasta 380
Kerosina	380-480
Diesel	480-610
Gasóleo Ligero de Vacío	690-750

Se puede notar, que los cortes correspondientes al Gasóleo Pesado y el Gasóleo Pesado de Vacío no han aparecido en los resultados, esto se debe a que dichas corrientes no son un producto directo de la planta, es decir no son corrientes de salida de la misma; esta planta en particular utiliza los gasóleos únicamente como reflujos en las torres.

Utilizando la Tabla 11 se puede ahora comparar los rangos de temperatura de los productos obtenidos en la simulación con los valores de la literatura:

Tabla 11. Comparación de los Intervalos de Temperatura de los Cortes Resultantes.

Producto	Intervalo de temperatura (°F)				% Error Punto Inicial	% Error Punto Final
	Teórico		HYSYS			
	Punto Inicial	Punto Final	Punto Inicial	Punto Final		
Nafta Pesada	212	380	248.63	433.19	17%	14%
Kerosina	380	480	361.83	561.33	5%	17%
Diesel	480	610	438.12	633.64	9%	4%
Gasóleo Ligero de Vacío	610	750	650.34	874.33	7%	17%

Como se puede observar, los porcentajes de error más altos no superan el 20% exceptuando la temperatura del domo en la torre atmosférica (Tabla 2), el promedio del error ronda el 10% y con esta última tabla se puede corroborar que



el error en los resultados de la simulación en el área de los cortes obtenidos en la destilación no supera el 17%.

### 7.3.1. LOS PERFILES DE LAS COLUMNAS

A continuación se presentan los distintos perfiles para ambas columnas de destilación.

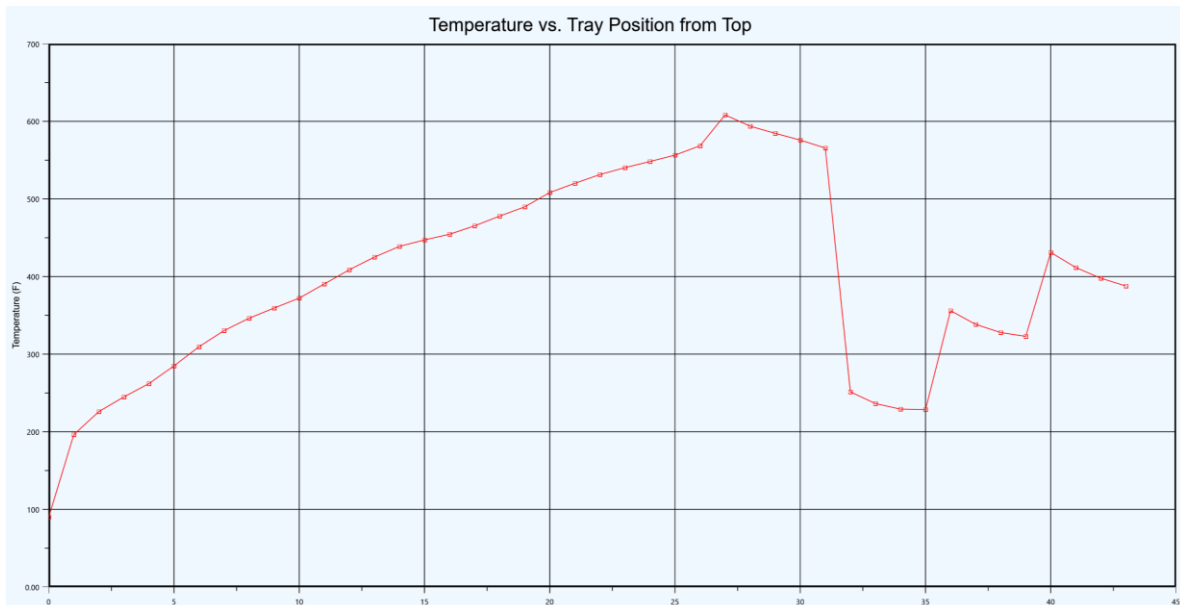


Figura 53. Gráfica de Temperatura contra Platos para la Torre Atmosférica.

Como se observa en la gráfica, el comportamiento de la temperatura conforme se desciende en la torre es el esperado: la temperatura aumenta. Nótese un descenso repentino en la temperatura en la sección de la derecha de la gráfica, se observan tres grupos de puntos, los cuales representan a los agotadores laterales; HYSYS representa a los agotadores como etapas adicionales a las de la torre atmosférica en esta gráfica. Se tiene que los grupos de puntos que representan a cada agotador se encuentran uno por encima del otro, debido a que se encuentran ordenados como: nafta, kerosina y diesel de izquierda a derecha, respectivamente; lo cual de igual manera es el comportamiento esperado ya que la corriente de diesel que entra al agotador correspondiente se encuentra a una mayor temperatura que las corrientes de nafta y kerosina y asimismo esta última se encuentra a mayor temperatura que la nafta.

La presión a lo largo de la columna de igual manera tiene el comportamiento esperado en el cual la presión aumenta conforme se desciende en la torre, adicionalmente se debe recordar que la presión de domo y fondo son necesarias como especificaciones de la columna.



Figura 54. Gráfica de Flujo contra Platos para la Torre Atmosférica.

Para el perfil de flujo a lo largo de la columna (Figura 54) se observa cómo el flujo de vapor disminuye conforme se desciende en la torre así como el flujo de líquido, normalmente se esperaría que el flujo de líquido fuese mayor que el de vapor en el fondo de la torre, pero se debe recordar que en esta torre el vapor es introducido por el fondo, por lo tanto éste supera en flujo al líquido a lo largo de la torre; únicamente en el plato cero, el flujo de vapor es cero y el flujo de líquido es máximo debido a que se trata del condensador. De igual manera que con las gráficas anteriores, pasando el plato treinta y uno se encuentran graficados los agotadores laterales, debido a esto se observa del lado derecho de la gráfica un descenso considerable en el flujo de vapor que se acerca mucho al flujo de líquido y después tres grupos de cuatro puntos los cuales representan a los agotadores como se mencionó anteriormente; en cada uno de éstos el flujo de vapor es mayor al del líquido debido a que cada uno de estos equipos posee una entrada de vapor en el fondo y son tan cercanos los valores porque cada agotador ya solamente

contiene su respectiva corriente (nafta, kerosina, diesel) las cuales no tienen flujos que superen las 1500 lbmol/hr de vapor a comparación de las hasta casi 14000 lbmol/hr que llega a haber en la torre.

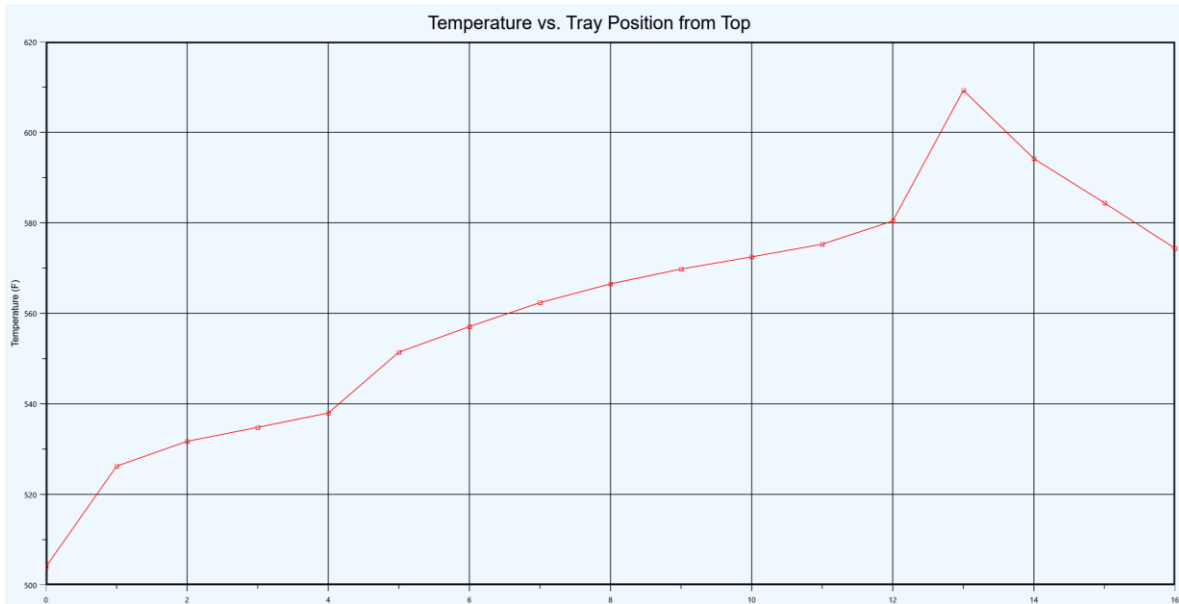


Figura 55. Gráfica de Temperatura contra Platos para la Torre de Vacío.

Así como con la torre atmosférica, la torre de vacío presenta el mismo comportamiento esperado, la temperatura aumenta conforme se desciende en la torre, y la presión también aumenta.



Figura 56. Gráfica de Flujo contra Platos para la Torre de Vacío.

Los flujos de líquido y vapor en la torre de vacío se comportan de igual manera que en la torre atmosférica, siendo la única diferencia que en esta torre no hay agotadores y el flujo de líquido no supera al de vapor en el plato cero debido a que el condensador no está incluido en la torre, se colocó de manera externa.

## 8. CONCLUSIÓN

Se construyó satisfactoriamente el esquema de simulación de la Planta Primaria N° 5 y Preparadora de Carga N° 2 de la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas de Minatitlán, Veracruz utilizando el Simulador de Proceso Aspen HYSYS.

En términos generales, el esquema de simulación generado en el presente trabajo presenta un modelado confiable de la destilación del crudo debido a que, como se observó en los resultados, los porcentajes de error se encuentran entre el 4 y el 19 por ciento; se analizaron los principales perfiles de las columnas, observando un comportamiento esperado. Por lo tanto, este esquema de simulación puede servir como base para el planteamiento de análisis más profundos como un análisis energético, hasta una optimización en la red de intercambio de calor existente.

La gran ventaja de la simulación de procesos reside en su utilidad para los objetivos del diseño actual de procesos, el uso de los simuladores facilita su evaluación en una forma más rápida, completa y económica que si se realizara en una planta real. Cabe mencionar la gran importancia de una buena ingeniería conceptual en los proyectos industriales, haciendo uso de ésta y más herramientas para la obtención de las mejores alternativas, pues las modificaciones posteriores al proceso ya puesto en marcha puede generar costos muy altos.

## 9. BIBLIOGRAFÍA

1. PEMEX Refinación. Ref. Gral. Lázaro Cárdenas: Planta Combinada Primaria N°5/T.A.V. 2, Manual de Operación. Octubre 2002.
2. Rojas Arenas, María Catalina. *Generación del Esquema de Simulación de la Planta Primaria II de la Refinería de Salina Cruz, Oaxaca*. Tesis de Licenciatura. Facultad de Química. Universidad Nacional Autónoma de México, Ciudad de México, 2008. Impresa.
3. Jones, David S. J. y Pujadó, Peter. *Handbook of Petroleum Processing*. Springer. 2006.
4. Mohamed Fahim, Taher Al-Sahhaf, Amal Elkilani. *Fundamentals of Petroleum Refining*. Elsevier Science. 2009
5. García Osorio, Vianey. *Generación del Esquema de Simulación de la Planta Combinada N° 1 de la Refinería de Tula, Hidalgo*. Tesis de Licenciatura. Facultad de Química. Universidad Nacional Autónoma de México, Ciudad de México, 1998. Impresa.
6. PEMEX Refinación. *La Primera Refinería de Latinoamérica Refinería Gral. Lázaro Cárdenas*. Consultado el martes 25 de septiembre de 2017, en: <http://www.ref.pemex.com/octanaje/23laza.htm>
7. García Torres, Mary Carmen. *Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime en Salina Cruz, Oaxaca*. Tesis de Licenciatura. Facultad de Química. Universidad Nacional Autónoma de México, Ciudad de México, 2015. Impresa.
8. Jones D. S. J. *Elements of Petroleum Processing*. John Wiley & Sons. 1996
9. López Pérez, Omar Vladimir. *Simulación, análisis y Evaluación de la Red de Intercambio de Calor de la Sección de Destilación Atmosférica y de Vacío de la Refinería Miguel Hidalgo*. Tesis de Maestría. Facultad de Química. Universidad Nacional Autónoma de México, Ciudad de México, 2014. Impresa.
10. H. Gary James, Handwerk Glenn E., Kaiser Mark J. *Petroleum Refining: Technology and Economics*. CRC Press. 2007

Figuras:

- (1) Handbook of Petroleum Processing. 2006.
- (2) Ref. Gral. Lázaro Cárdenas: Planta Combinada Primaria N°5/T.A.V. 2, Manual de Operación. 2002.