



**Universidad Nacional Autónoma de  
México**

**Facultad de Química**

**Simulación de la Planta Combinada U-10000,  
de la Refinería “General Lázaro Cárdenas”,  
Minatitlán, Veracruz.**

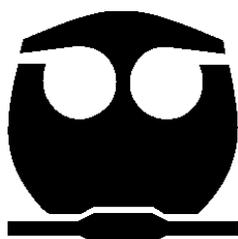
**TESIS**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE**

**INGENIERA QUÍMICA**

**PRESENTA**

**GEMMA NAYELI RENDÓN BATISTA**



**Ciudad Universitaria, Cd. Méx., 2019**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**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:** IQ Manuel Vázquez Islas

**VOCAL:** IQ Celestino Montiel Maldonado

**SECRETARIO:** Dr. Martín Rivera Toledo

**1er. SUPLENTE:** IQ Carlos Álvarez Maciel

**2° SUPLENTE:** IQ Ileana Rodríguez Castañeda

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

**Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos (LSyOP),  
Conjunto "E", Facultad de Química, Ciudad Universitaria.**

**ASESOR DEL TEMA:** IQ Celestino Montiel Maldonado

---

**SUPERVISOR TÉCNICO:** IQ Ileana Rodríguez Castañeda

---

**SUSTENTANTE:** Gemma Nayeli Rendón Batista

---

*Las flores retoñan y mueren,  
las estrellas brillan, pero eventualmente se apagan;  
todo muere, la tierra el sol y hasta algo tan inmenso  
como este universo no está excluido.*

*Comparado con eso, la vida del hombre es tan  
efímera como un abrir y cerrar de ojos;  
en ese instante un hombre nace,  
en ese corto instante un hombre crece,  
se ríe, llora, pelea, sufre, regocija, lamenta, odia y ama a  
otros.*

*Todo es transitorio y luego todos caemos en el sueño  
eterno llamado muerte.*

**"Saint Seiya The HADES Chapter -Sanctuary"- Shaka de Virgo**



## ÍNDICE

<b>INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>1</b>
<b>Capítulo I . Marco teórico .....</b>	<b>4</b>
Clasificación del petróleo.....	5
Refinación del petróleo.....	15
Simulación de Procesos químicos .....	25
<b>Capítulo II. Descripción del Proceso .....</b>	<b>29</b>
1. Sección de destilación atmosférica.....	30
1.1. Tren de precalentamiento I .....	30
1.2. Desalado .....	31
1.3. Tren de precalentamiento II .....	34
1.4. Tren de precalentamiento de crudo III .....	35
1.5. Calentadores de crudo .....	35
1.6. Columna de destilación atmosférica y agotadores de productos. ....	38
2. Sección de destilación al vacío.....	45
3. Sección de enfriamiento de residuo y preparación de combustóleo. ....	49
<b>Capítulo III . Simulación del Proceso.....</b>	<b>50</b>
Elección de Simulador.....	51
Elección de Modelo Termodinámico.....	51
Simulación de la planta .....	52
Propiedades .....	52
Simulación.....	54
1. Corriente de alimentación .....	54
2. Sección de destilación atmosférica.....	55
* Extracciones laterales ( <i>Pumparounds</i> ) .....	59
* Agotadores .....	61
3. Sección de vacío.....	63
* Torre V-10006 .....	65
<b>Capítulo IV. Resultados .....</b>	<b>69</b>
<b>Capítulo V. Análisis de Resultados .....</b>	<b>81</b>
<b>Capítulo VI. Conclusiones .....</b>	<b>84</b>
<b>Bibliografía .....</b>	<b>86</b>



## Índice de Contenido grafico

### • Tablas

Tabla 1. Características de algunos crudos de varias regiones del mundo .....	10
Tabla 2. Equipos y corrientes calientes del tren de precalentamiento de crudo I.....	31
Tabla 3. Equipos y corrientes calientes del tren de precalentamiento de crudo II.....	34
Tabla 4. Equipos y corrientes calientes del tren de precalentamiento de crudo III.....	35
Tabla 5. Extracción de calor de la Torre de destilación atmosférica .....	38
Tabla 6. Equipos involucrados en el calentamiento y transporte de productos del destilado.....	42
Tabla 7. Servicios auxiliares de V-10001 / 2 / 3 / 4 / 5 .....	57
Tabla 8. Servicio auxiliar de V-10006.....	64
Tabla 9. Tabla comparativa de TBP de Nafta Primaria .....	73
Tabla 10. Tabla comparativa de Turbosina .....	74
Tabla 11. Tabla comparativa de TBP de Nafta Primaria .....	75
Tabla 12. Tabla comparativa de TBP de Diesel .....	76
Tabla 13. Tabla comparativa de TBP de GOPA.....	77
Tabla 14. Tabla comparativa de TBP de GOLV .....	78
Tabla 15. Tabla comparativa de TBP de GOPV .....	79
Tabla 16. Tabla comparativa de TBP de Residuo de Vacío.....	80

### • Gráficas

Gráfica 1. Producción Total de petróleo-2017.....	17
Gráfica 2. Curvas de destilación de las fracciones obtenidas de la columna de destilación atmosférica V-10001 .....	71
Gráfica 3. Curvas de destilación de las fracciones obtenidas de la columna de destilación vacío V-10006 .....	71
Gráfica 4 Comparación de curvas de destilación de Nafta Primaria .....	73
Gráfica 5. Comparación de curvas de destilación de Turbosina .....	74
Gráfica 6. Comparación de curvas de destilación de Querosina.....	75



Gráfica 7. Comparación de curvas de destilación de Diesel .....	76
Gráfica 8. Comparación de curvas de destilación de GOPA.....	77
Gráfica 9. Comparación de curvas de destilación de GOLV .....	78
Gráfica 10. Comparación de curvas de destilación de GOPV .....	79
Gráfica 11. Comparación de curvas de destilación de RES.VAC .....	80

- **Diagramas de Flujo de Proceso**

Diagrama de Flujo de Proceso 1. Configuración gral. de una refinería petroquímica ...	18
Diagrama de Flujo de Proceso 2. Tren de Precalentamiento y Desalado .....	33
Diagrama de Flujo de Proceso 3. Tren de Precalentamiento II y III .....	37
Diagrama de Flujo de Proceso 4. Sección de destilación atmosférica .....	44
Diagrama de Flujo de Proceso 5. Sección de destilación al vacío .....	48

- **Imágenes**

Imagen 1. Ejemplo de parafina y su respectivo isómero. Arriba Butano (nC4); abajo Isobutano (iC4).....	5
Imagen 2. Ejemplo de parafinas cíclicas. Izquierda Ciclohexano (Nafteno); derecha Benceno (Aromático).....	5
Imagen 3. Etileno, ejemplo de alqueno .....	5
Imagen 4. Distribución de tipos de compuestos del petróleo. ....	7
Imagen 5. Curva de destilación TBP .....	11
Imagen 6. Ubicación geográfica de las Refinerías Mexicanas .....	22
Imagen 7. Refinería Gral. Lázaro Cárdenas.....	22
Imagen 8. Simulador seleccionado .....	51
Imagen 9. Árbol de Decisión AspenTech .....	51
Imagen 10. Lista de componentes .....	52
Imagen 11. Selección de modelo termodinámico.....	53
Imagen 12. Composición molar del crudo .....	53
Imagen 13. Curva de destilación.....	54



Imagen 14. Corriente de entrada al horno (H-10001 AB).....	54
Imagen 15. Paleta de equipos- “Columns” .....	55
Imagen 16. Selección de la columna “Petro Frac CDU13F” .....	55
Imagen 17 Designación de corrientes a V-10001 .....	56
Imagen 18. Configuración de Torre V-10001 .....	57
Imagen 19. Corrientes de entrada en sus respectivas etapas .....	58
Imagen 20. Presiones de domo y fondo.....	58
Imagen 21. Condiciones de operación del horno H-10001 AB.....	58
Imagen 22. Selección de la columna “Petro Frac VACUUM2F” .....	63
Imagen 23. Designación de corrientes a V-10006 .....	64
Imagen 24. Configuración de Torre V-10006 .....	65
Imagen 25. Corrientes de entrada en sus respectivas etapas .....	65
Imagen 26. Presiones de domo y fondo.....	66
Imagen 27. Condiciones de operación de H-10002 AB.....	66
Imagen 28. Vista general del simulador de la sección de destilación atmosférica. ....	67
Imagen 29. Vista general del simulador de la sección de vacío .....	68



## INTRODUCCIÓN

La tesis presente tiene como idea principal el mostrar las ventajas y veracidad de la simulación de procesos, al brindar una guía del comportamiento de un proceso por medio de un modelo, ergo, determinando las condiciones óptimas con las que trabaja un proceso las cuales son comparadas con los datos reales en la que opera la planta.

Los objetivos del presente trabajo son los siguientes:

### Objetivo General

Elaborar la simulación de la Planta Combinada U-10000, de la Refinería “General Lázaro Cárdenas”, Minatitlán, Veracruz, para la separación de crudo 100% Maya en gas húmedo, gasolina inestabilizada, turbosina, queroseno, diésel, gasóleo pesado atmosférico (GOPA), gasóleo ligero de vacío (GOLV), gasóleo pesado de vacío (GOPV) y residuo de vacío, cuyos productos cumplan con las especificaciones correspondientes, como idea principal de la tesis.

### Objetivos Particulares

- Realizar la descripción detallada del proceso y los diagramas de flujo de proceso de manera alineada y entendible entre ambos.
- Simular la planta mediante un software de Procesos Industriales como AspenTech V8.8.
- Reportar resultados coherentes acerca de la obtención de los productos de la destilación del crudo 100 % Maya clasificado como pesado, respecto a los reportados en la literatura.

El tema seleccionado fue con base a los temas vistos en los últimos semestres de la carrera, así como la situación actual de la industria petrolera en México.

La metodología utilizada para su realización fue aplicar los conocimientos básicos e ingenieriles adquiridos a lo largo de la carrera de Ingeniería Química, pero principalmente Balances de Materia y Energía, Termodinámica Clásica y Química, Procesos de



Separación y Diseño de Procesos, con el fin de realizar una simulación de separación de crudo 100% Maya en la Planta Combinada U-10000, aunado a una descripción detallada del proceso y sus respectivos Diagramas de Flujo de Proceso en cada sección del proceso para un mejor entendimiento del lector.

La tesis presente se conforma de los siguientes capítulos descritos a continuación:

### **I. Marco teórico**

Información general de los hidrocarburos, simulación de procesos, proceso de destilación atmosférica y vacío. La información descrita fue obtenida de la literatura, páginas web oficiales de PEMEX y presentaciones PPT de profesores

### **II. Descripción del Proceso**

Para realizar la simulación del proceso, primeramente, se conoció y describió el tipo de proceso, las características de las corrientes de entrada y salida, equipos y servicios involucrados, conservando entre ellos una secuencia y linealidad con los diagramas de flujo de proceso (DFP). Dichos parámetros es información base para un mejor entendimiento del proceso con base a los documentos ingenieriles adecuados alineados de manera correcta y lógica entre ellos.

### **III. Simulación**

Conocidos los datos del proceso se procedió a la elección del simulador y el método termodinámico. Una vez definidos según las necesidades se procedió a la simulación, donde los equipos y corrientes involucradas con sus respectivas condiciones de operación se obtendrán en la simulación datos coherentes a los reales.

### **IV. Resultados**

Los datos obtenidos por el simulador serán reportados en tablas con su homólogo teórico o real de la planta.



## **V. Análisis de Resultados**

Al obtener resultados coherentes son comparados con los datos reales de la planta, la forma de comparación fue mediante porcentaje de errores, tablas y gráficas comparativas. De esta forma se puede al corroborar que un manejo del simulador al obtener resultados

## **VI. Conclusiones**

De esta forma se comprueba y concluye que un buen manejo y conocimiento del simulador permitirá obtener buenos resultados, los cuales son de gran utilidad para el conocimiento y comportamiento de un proceso.



# **Capítulo I**

## **Marco teórico**

## Marco Teórico

### Clasificación del petróleo

Desde su descubrimiento y desarrollo industrial, el petróleo representa el principal insumo para generar energía eléctrica, permitiendo la producción de combustibles para los sectores industrial y transporte, además los productos derivados del petróleo crudo se han multiplicado para convertirse en la base y fuente de algunos de nuestros productos químicos y farmacéuticos.

El petróleo es una mezcla de gases, compuestos e hidrocarburos líquidos y sólidos que se producen en depósito de rocas sedimentarias en todo el mundo. Estos hidrocarburos que los componen varían desde el tamaño más pequeño, metano con un solo átomo de carbón, hasta los más grandes que contienen 300 o más átomos de carbono. Gran parte de estos compuestos son las parafinas o isómeros de parafinas (Imagen 1).

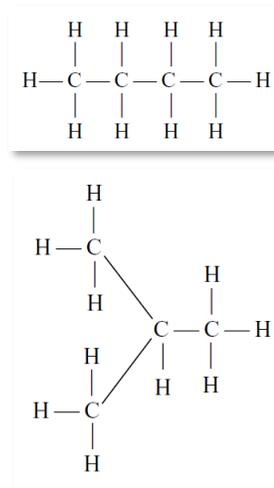


Imagen 1. Ejemplo de parafina y su respectivo isómero. Arriba Butano ( $nC_4$ ); abajo Isobutano ( $iC_4$ )

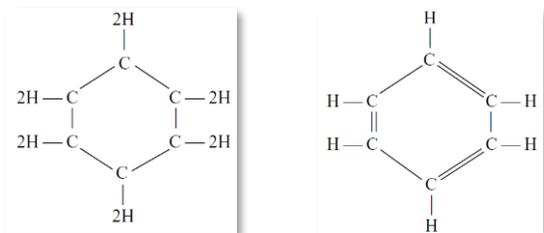


Imagen 2. Ejemplo de parafinas cíclicas. Izquierda Ciclohexano (Nafteno); derecha Benceno (Aromático).

Por otro lado, la mayoría de los hidrocarburos restantes son parafinas cíclicas llamados naftenos o compuestos cíclicos deshidrogenados como en la familia aromática de hidrocarburos (Imagen 2). Solo el más simple de estos homólogos puede aislarse con cierto grado de pureza a escala comercial.

En procesos de refinación de crudo, la separación de productos relativamente puros se restringe a aquellos compuestos ligeros menores a siete carbonos. Sin embargo, bajo condiciones de laboratorio se han podido aislar la mayoría de los compuestos de hidrocarburos presentes en petróleo.

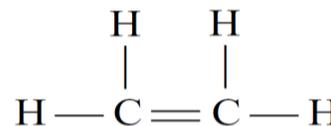


Imagen 3. Etileno, ejemplo de alqueno.



Además de las familias u homólogos de hidrocarburos mencionados anteriormente existe otro grupo; estos son los hidrocarburos insaturados, olefinas o alquenos (Imagen 3), los cuales naturalmente no están presentes en la mayoría de los crudos, su generación en cantidades significativas se origina durante el proceso de refinación de petróleo, cuando es sometido por un largo tiempo a altas temperaturas. Bajo estas condiciones, la molécula del hidrocarburo se va degradando al perder uno o más átomos unidos al carbón tetravalente volviéndose una molécula inestable, lo que provoca que se combine fácilmente consigo misma formando un enlace doble (Imagen 3) o con moléculas similares hasta formar un polímero.

Es importante saber que no todos los compuestos contenidos en el petróleo crudo son hidrocarburos, algunos están presentes como impurezas ya sean pequeñas cantidades de azufre, nitrógeno y metales. El azufre es el más común en las impurezas, presentándose en forma de sulfuro de hidrogeno o compuestos orgánicos de azufre, estos últimos comparten similitud en estructura con los hidrocarburos, pero con la adición de uno o más átomos de azufre. El nitrógeno puede ser encontrado como gas disuelto en el crudo o como aminas u otros compuestos nitrogenados en las fracciones más pesadas del crudo. Por último, los metales más comunes encontrados como impurezas en el petróleo son el níquel, vanadio y sodio. Dependiendo del tipo de impureza, existen tipos diferentes tipos de remoción.

Para la refinación del petróleo y obtención de productos refinados se aprovechan las propiedades físicas y químicas de los mismos. Entre las propiedades físicas que permiten la separación entre ellos es la volatilidad, la cual mide la facilidad con la que una sustancia se evapora tomando en cuenta su punto de ebullición. En refinación, los productos son identificados en grupos dependiendo el rango de temperatura en el que llegan a ebullición.



Con dicha propiedad, se puede predecir que al calentar el crudo a ciertas temperaturas se evaporarán primero los compuestos ligeros (estructura sencilla y bajo peso molecular), seguidos por los de estructura más compleja, es decir los más pesados, obteniendo una separación de los compuestos al incorporarse a la fase vapor. En la imagen 4<sup>1</sup> se muestra la distribución en composición en peso los distintos tipos de hidrocarburos contenidos el crudo en función de punto de ebullición.

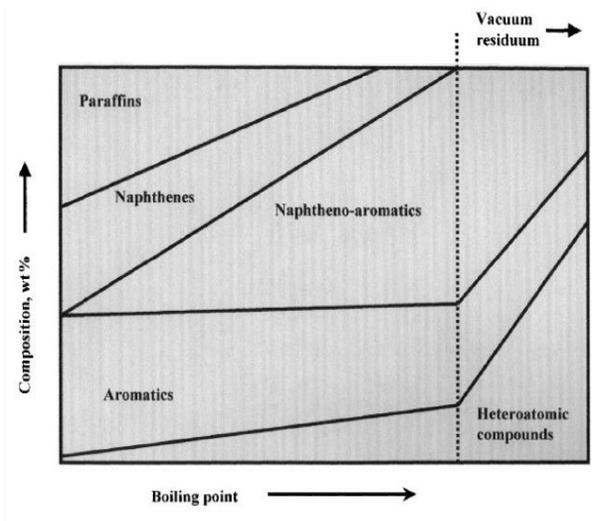


Imagen 4. Distribución de tipos de compuestos del petróleo.

Con base a las temperaturas manejadas para su separación, se distinguen varios tipos de petróleo definiendo el rendimiento de los productos de separación directa que se pueden obtener.

En la industria mundial de hidrocarburos líquidos, la calidad del crudo se diferencia por la densidad que este presente, dicha propiedad está definida por el parámetro internacional de densidad API (por sus siglas en inglés, *Instituto Americano del Petróleo*) en las siguientes categorías<sup>2</sup>:

Crudo	Densidad [g/cm <sup>3</sup> ]	Densidad grados API
<b>Superligero</b>	< 0.83	>39
<b>Ligero</b>	0.83 - 0.87	31.1 - 39
<b>Mediano</b>	0.87- 0.92	22.3 - 31.1
<b>Pesado</b>	0.92 – 1.0	10.0 - 22.3
<b>Extrapesado</b>	>1.0	10.0

<sup>1</sup> Gráfica de Distribución de tipos de compuestos del petróleo extraída del libro: *Petroleum Refining Processes*, pág. 62.

<sup>2</sup> Tabla obtenida de: <http://www.imp.mx/petroleo/?imp=tipos>



La densidad y los diferentes grupos de compuestos mencionados anteriormente son características generales del crudo, pero no pueden existir dos crudos iguales, esto es porque cada crudo es extraído de diferentes zonas geográficas teniendo diferente densidad y cantidades de los diversos componentes que los constituyen.

Cada región donde hay crudo, es refinado según sus características del mismo ya sea por su calidad para gasolinas o para otros productos comerciales. En la Tabla 1, se muestran las características generales del petróleo crudo de algunas regiones del mundo, en la cual se puede apreciar que dependiendo sus características son los posibles productos de refinación a obtener.

Dicho esto, se puede ver que los distintos tipos de crudo pueden cubrir la demanda de un cierto producto, por ejemplo, si se necesita un petróleo con contenido alto en parafinas cíclicas y gravedad específica baja, se puede recurrir a los refinados en Nigeria. Por otro lado, si se requiere un crudo con alta gravedad específica y bajo contenido de componentes con punto de ebullición menor a 350 °C, se opta por los refinados de Venezuela.

Sin embargo, no solamente el tipo de componentes del crudo define su propósito para su refinación, si no también cumplir con ciertos requisitos comerciales. Por ejemplo, si se requieren productos de refinación que exigen una gran cantidad de gasolinas “sin plomo”, entonces el crudo más óptimo para refinar y cumplir dicha especificación sería el Hassi Messaoud, teniendo un alto rendimiento y gran contenido de nafteno en naftas como materia prima para el reformado catalítico. Siendo en este caso, menos del 50% de barril de combustóleo o residuo de la destilación fraccionada.

Podemos decir, que los crudos de Arabia y Kuwait son los más ideales para obtener productos refinados de buena calidad y con alto rendimiento.

Por otro lado, los crudos de América del Sur son ideales para fabricación de aceites lubricantes. Las zonas principales de América del Sur son Bachaquero y Tía Juana, siendo crudo pesado y ligero respectivamente, ambos con alto contenido ácido (ácidos nafténicos), mejorando la calidad de los aceites y lubricantes. Sin embargo, este tipo de crudos tienen una desventaja, el ácido nafténico contenido es altamente corrosivo en las columnas de destilación, particularmente en las secciones destiladas intermedias. Para



este tipo de crudos, en caso de un procesamiento prolongado es necesario un revestimiento de la torre de acero inoxidable 410<sup>3</sup>.

Algunas refinerías optan por la mezcla de hidrocarburos para optimizar la obtención de productos programados por la refinería. Para realizar dicha mezcla se requieren varios ensayos de crudos (compilación de datos), para generar y modelar la operación de la refinería para establecer la mezcla del crudo y sus parámetros de operación. Los datos son obtenidos en laboratorios o plantas piloto, las cuales definen las propiedades del petróleo específico. Uno de los principales parámetros obtenidos de los ensayos son las curvas de destilación y la curva de gravedad específica, pero también es posible obtener datos como fluidez, contenido de azufre, viscosidad u otro tipo de propiedades. Generalmente quienes realizan estos ensayos son las compañías que venden el crudo a otras compañías en espera de las propiedades y parámetros de la mezcla para su procesamiento y obtención de ciertos productos.

Para utilizar estos datos es necesario comprender los datos proporcionados y su importancia, a continuación, una breve descripción de los parámetros dados por un análisis o caracterización de petróleo crudo.

---

<sup>3</sup> Acero Inoxidable 410. Acero Inoxidable martenístico o aceros altamente aleados con cromo y otros elementos, proporcionan buena resistencia a la corrosión más alta fortaleza y dureza.



	Árabe ligero	Árabe pesado	Iraní ligero	Iraní pesado (Gachsaran)	Iraq (Kirkuk)	Kuwait	Argelia (Hassi Messaoud)	Libia (Brega)	Nigeria (Bonny medio)	Mar del Norte (Ekofis k)	América del Sur (Bachaquero)
<b>Destilación 350°C [%vol.]</b>	54.0	46.5	55.0	53.0	61.1	49.0	75.2	64.0	54.5	61.2	30.0
<b>API</b>	33.4	28.2	33.5	30.8	35.9	31.2	44.7	40.4	26.0	36.3	16.8
<b>Azufre [%peso]</b>	1.8	2.84	1.4	1.6	1.95	2.5	0.13	0.21	0.23	0.21	2.4
PONA de naftas pesadas <sup>4</sup> [vol. %]											
<b>Temperatura de corte [°C]</b>	100-150	100-150	149-204	149-204	100-150	100-150	95-175	100-150	100-150	100-200	93-177
<b>Parafinas</b>	69.5	70.3	54.0	50	69.0	67.9	56.5	53.0	27.5	56.5	27.6
<b>olefinas</b>	--	--	--	--	265 ppm	--	--	20 ppm	1.5	--	--
<b>Naftenos</b>	18.2	21.4	30.0	35	21.0	22.1	32.9	39.3	57.0	29.5	58.5
<b>Aromáticos</b>	12.3	8.3	16.0	15	9.8	10.0	10.6	7.7	14.0	14.0	13.9
Metales en residuo											
<b>Temperatura de combustóleo, °C</b>	>565	>565	>538	>538	>370	>370	>350	>570	>535	>350	>350
<b>Vanadio, ppm</b>	94	171	188	404	58	59	<5	24	7	1.95	437
<b>Níquel, ppm</b>	22	53	70	138	<3	18	<5	32	52	5.04	75

Tabla 1. Características de algunos crudos de varias regiones del mundo<sup>5</sup>

<sup>4</sup> PONA. Acrónimo para parafinas, olefinas, naftalenos y aromáticos. Es el análisis de mezclas de hidrocarburos por separación y cuantificación de fracciones de acuerdo con el número de carbonos o tipo de hidrocarburo.

<sup>5</sup> Tabla extraída del libro: *Handbook of Petroleum Processing*, pág. 5

- **Curva de destilación TBP (“Curva de Destilación Verdadera”)**

Esta curva está conformada por los puntos de ebullición de los componentes casi puros del petróleo, dando una composición casi exacta del crudo. Esta curva antes se generaba en laboratorios con un equipo de destilación, hoy en día es posible realizar dicha curva con técnicas espectrofotometría de masas, lo que hace el análisis más rápido y con mayor precisión que los métodos de destilación por lotes de alto reflujo. Una típica curva de destilación es como la que se muestra en la imagen 5<sup>6</sup>.

En dicha curva se observa el %volumen destilado de los diferentes componentes destilados en cuanto va incrementando la temperatura. Cada crudo tiene su propia curva característica, recordando que los tipos de crudo del mundo poseen diferentes propiedades.

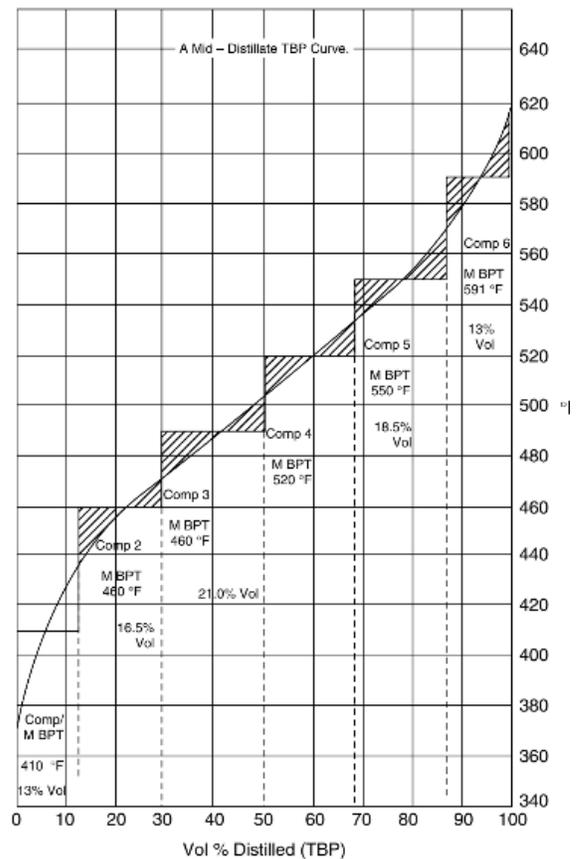


Imagen 5. Curva de destilación TBP

<sup>6</sup> Curva de destilación extraída del libro: *Handbook of Petroleum Processing*, pág. 21.



- **Curva de destilación ASTM<sup>7</sup>**

Las curvas ASTM difieren de las TBP, debido a que estas se hacen para indicar la calidad del crudo y no su composición. Estas curvas de destilación representan el rendimiento de los productos obtenidos de la refinación de un tipo de crudo. Los posibles ensayos de destilación normalizados son:

ASTM D86 – Curva de destilación para fracciones ligeras

ASTM D1160 – Curva de destilación de fracciones pesadas

ASTM D5307 – Curva de destilación simulada a partir de cromatografía.

- **Grados API**

Anteriormente se mencionó que la densidad de los hidrocarburos es medida por el parámetro internacional API, dicha medida se refiere a la densidad de un crudo en comparación con el agua a 15.6°C, indicando que tan liviano o pesado es un crudo; entre más liviano mayor es su valor API. De igual manera, puede ser utilizado para comparar densidades de fracciones extraídas de petróleo.

La fórmula para su determinación es la siguiente:

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

El instrumento de medición es un densímetro específico de la industria petrolera.

- **Punto de inflamabilidad**

El punto de inflamabilidad de un crudo es la temperatura mínima a la cual se libera vapor suficiente para permitir combustión aplicando una fuente de ignición. Si los vapores no son suficientes, al retirar la fuente de ignición el fuego se apaga solo.

---

<sup>7</sup> ASTM. Organización internacional de desarrollo de normas creadas a partir de productores, usuarios y consumidores de todo el mundo, creando normas de consenso voluntarias.



- **Octanaje**

Es una medida de resistencia a la detonación de una gasolina dentro de un cilindro de un motor de gasolina, siendo directamente proporcional la resistencia y la eficiencia del combustible para producir trabajo. De igual manera es la relación de compresión del motor con el octanaje.

Por definición, el octanaje es el porcentaje de iso-octano y heptano coincidente con el autoencendido de una gasolina. Los valores de la escala se dan según lo detonante de los hidrocarburos, siendo el iso-octano (poco detonante) un índice de octano de 100, mientras el n-heptano (muy detonante) un índice de octano de cero.

Para determinar el octanaje de una gasolina se efectúa dentro de un motor de un cilindro, aumentando progresivamente la compresión hasta presentarse detonaciones. Cuando esto ocurre, sin cambiar la compresión se somete al mismo proceso una mezcla de iso-octano y variable de heptano hasta presentar la misma propiedad detonante de la gasolina en prueba. El número de octano será dependiendo del porcentaje de la mezcla en base 100, respecto al iso-octano.

Existen dos parámetros diferentes para determinar la calidad antidetonante de una gasolina; ROM (por sus siglas en inglés, *Research Octane Number*), se determina efectuando a una velocidad de 600 rpm y una temperatura de entrada de aire de 51.7°C y MON (por sus siglas en inglés, *Motor Octane Number*), obtenida mediante una corrida de prueba en una maquina operada a 90 rpm y una temperatura de aire de entrada de 149°C. El promedio entre ambos parámetros es el número de octanaje comercial para propósitos de comercialización y distribución.

Ambos números evalúan la sensibilidad de una gasolina a la severidad de las condiciones de operación en un motor.



- **Viscosidad**

La viscosidad es una medida de resistencia interna al flujo, resultante de los efectos cambiados de cohesión y adherencia, siendo una característica de todos los fluidos en movimiento. Es una de las características más importantes de los hidrocarburos en los aspectos operacionales de producción, transporte, refinación y petroquímica, además de indicar su cualidad como lubricante. En la industria petrolera, es habitual reportar la viscosidad en centistokes (unidad de la viscosidad cinemática), Universal Saybolt (SSU), Furol Saybolt (SSF) o en Redwood.

- **Contenido de azufre**

Expresado en porcentaje en peso (wt%) del azufre total en el crudo o en partes por millón (ppm), es uno de los componentes presentes en el crudo que más afecta en el proceso de refinación debido a la corrosión que provoca en el equipo, contamina (desactiva) los catalizadores ocupados en la aceleración de ciertas reacciones químicas deseadas en ciertos procesos de refinación, genera en los vehículos de automotores compuestos de azufre contaminantes emitidos a la atmosfera, dichas emisiones son mitigadas por límites máximos permisibles.

El contenido de azufre determina si un crudo es dulce (bajo contenido de azufre o 0.5% peso) o crudo amargo (alto nivel de azufre). La mayoría de los crudos sulfurados tiene niveles de 1.0 y 2.0 %, pero en algunos casos >4%.



## Refinación del petróleo

La refinación del petróleo se lleva a cabo en plantas industriales llamadas refinerías, las cuales se encarga de separar el petróleo en diversas fracciones, posteriormente las fracciones son procesadas para obtener productos específicos.

Para refinar el petróleo se usa una gran variedad de métodos físicos y químicos. El calor, la presión, los catalizadores y otros químicos son aplicados en una variedad de diseño de procesos, condiciones de operación y reacciones químicas para convertir el petróleo en diversos derivados.

La refinación de todo crudo comienza con la destilación, la cual consiste en ir calentando el crudo hasta punto de ebullición e ir capturando las fracciones conforme este se va vaporizando, siendo un proceso de separación común en todas las refinerías, por lo tanto, es común expresar la capacidad de una refinería en términos de su capacidad de destilación, dicha medida es BPD (barril por día) la cual indica la producción diaria total de petróleo equivalente a 42 galones estadounidenses o 158.99 litros.

Posterior a la destilación y separación de las fracciones, se convierte cada corriente cambiando su tamaño y la estructura de las moléculas a través del cracking, reformación u otros tipos de procesos de conversión. Para mejorar la calidad de los productos son sometidos a varios tratamientos y procesos de separación para purificarlo de las impurezas que puedan contener. Para una descripción más clara y secuencial del proceso de una refinería se puede ver en el Diagrama 1, aunado a una breve descripción de los procesos y operaciones básicas de la refinación de petróleo que se muestran a continuación:

### 1. Destilación.

Separación del petróleo crudo en fracciones según el peso molecular y punto de ebullición en columnas de destilación atmosférica y de vacío.

### 2. Conversión.

Cambian el tamaño o estructura de las moléculas del hidrocarburo mediante tres procesos:



- Descomposición.

Rompimiento de moléculas largas de hidrocarburos en moléculas más pequeñas con bajo punto de ebullición a través de la desintegración y procesos relacionados.

- Unificación.

Construcción de moléculas pequeñas en moléculas más grandes mediante procesos de polimerización, alquilación y procesos relacionados.

- Reformación.

Reorganización molecular en diferentes estructuras geométricas mediante la isomerización, reformado catalítico y procesos relacionados.

### 3. Procesos de tratamiento.

Preparación de corrientes de hidrocarburos a procesos de separación químicos o físicos adicionales para purificar los productos finales. Los procesos pueden ser desalado, hidrodesulfuración, extracción por disolventes, endulzamiento, desparafinado y refinado con disolvente.

### 4. Mezclado.

Combinación de fracciones de hidrocarburo, aditivos y otros componentes para generar productos finales con propiedades específicas de rendimiento.

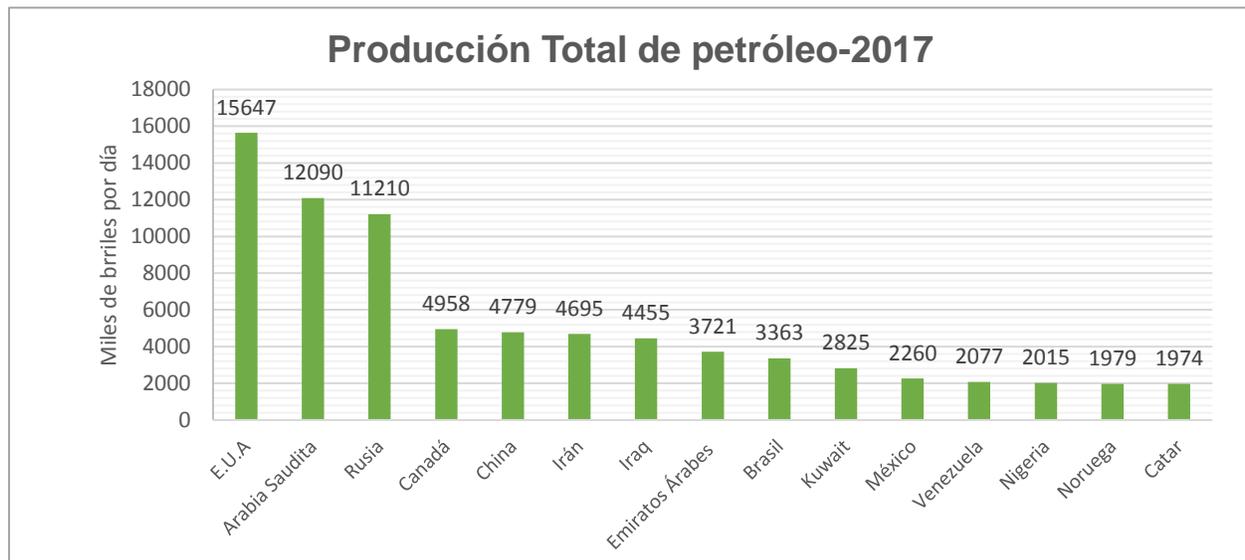
### 5. Otros procesos.

Dentro de la refinería existen otras operaciones como eliminación de agua ácida, tratamiento de desechos sólidos y aguas residuales, tratamiento y enfriamiento de agua de proceso, almacenamiento, manejo y movimiento de producto, producción de hidrogeno, tratamiento de ácido y recuperación de azufre.

Todas las refinerías realizan los procesos descritos anteriormente, sin embargo, no todas las refinerías son iguales al ser diseñadas o reconfiguradas dependiendo de su capacidad de producción, tipo de crudo a refinar, así como los productos obtenidos según el crudo procesado.



La extracción del petróleo se realiza en aquellos países que poseen estructuras geológicas favorables para la explotación petrolera, a estos países se les llama países petroleros (Gráfica1). No obstante, las refinerías se encuentran cerca de los centros de consumo, debido a que transportar el petróleo crudo es más económico que sus derivados. Mundialmente, aunque la mayor producción de petróleo se encuentra en el Medio Oriente, la mayor capacidad de refinación se localiza en Europa, Asia y Norteamérica<sup>8</sup>



Gráfica 1. Producción Total de petróleo-2017

<sup>8</sup> Grafica obtenida de la página oficial de EIA. Energy Information Administration





México como país petrolero, procesa en sus refinerías tres variedades de petróleo crudo según sus características:

Crudo	Clasificación	Densidad grados API	Porcentaje de azufre [%]
Olmecca	Superligero	39.3	0.8
Itsmo	Ligero	33.6	1.3
Maya	Pesado	22	3.3

Su extracción y procesamiento, se ha realizado mediante un modelo operativo de exploración y producción.

## MODELO OPERATIVO



FUENTE: <http://www.pemex.com/nuestro-negocio/pep/Paginas/default.aspx>

Para su exploración y producción, PEMEX cuenta con una infraestructura de 300 plataformas y 30 mil pozos, instalaciones de producción y procesos, 4 activos de exploración y 15 activos de producción.

Primeramente, su extracción es realizada en las plataformas o pozos equipados para perforar el subsuelo hasta la llegada de un yacimiento. Al abrir un pozo se instalan los ductos y el hidrocarburo se extrae aprovechando la propia presión del yacimiento, con lo que se recupera hasta 30% del contenido; después, se inyecta aire para poder sacar hasta un 45% adicional.



Posteriormente el crudo es transportado para su transformación en las refinerías, donde los diferentes tipos de hidrocarburos que lo componen son separados con el fin de que puedan ser aprovechados.

El procedimiento de separación consiste en la introducción del crudo a columnas de destilación, donde la temperatura será aumentada aproximadamente a 400°C, donde se irán separando los diferentes hidrocarburos, según su densidad.

En una refinería moderna se cuenta con infraestructura suficiente para mantener la continuidad de su operación, es decir, tener flexibilidad para realizar mantenimientos, sin la interrupción total de la producción.

Las plantas con las que deberá contar una refinería son descritas a continuación:

- Destilación combinada primaria y vacío.

La función de estos procesos es descomponer o separar el petróleo crudo en sus diferentes componentes por medio de destilación atmosférica y al vacío.

- Coquización retardada.

La función de esta planta es procesar el residuo de vacío para obtener productos de mayor valor agregado como gas, gasolina y gasóleos.

- Hidrodeshulfuración de gasolina.

La función de este proceso es eliminar de la gasolina el contenido de productos indeseables como azufre y nitrógeno.

- Hidrodeshulfuración de nafta catalítica.

La función de este proceso es disminuir el contenido de azufre por debajo de 15 ppm por millón de la gasolina catalítica producto.

- Hidrodeshulfuración de gasóleos de coquización y de vacío.

La función principal de este proceso es disminuir el contenido de azufre en el diesel y en el gasóleo producto.



- Desintegración catalítica FCC.

La función principal de este proceso es la obtención de gasolina catalítica de alto octanaje.

- Reformación de naftas.

La función principal de este proceso es la obtención de gasolina reformada de alto octano.

- Isomerización de pentanos y hexanos.

La función principal de este proceso es incrementar el índice de octano de la gasolina de carga.

- Isomerización de butanos.

La función principal de este proceso es la obtención de isobutano.

- Alquilación.

La función principal de este proceso es la obtención de gasolina (alquilado) de alto octano.

- Hidrógeno.

La función de este proceso es la obtención de hidrógeno de alta pureza.

- Azufre.

La función principal de este proceso es la recuperación del azufre de los gases ácidos.

- Hidrocracking.

La función principal de este proceso es convertir el diesel a gasolina.



En el país, existen seis refinерías a lo largo del territorio nacional, encargadas del procesamiento de los distintos tipos de petróleo que se extraen en el país. Las refinерías son: Gral. Lázaro Cárdenas (Veracruz), Francisco I. Madero (Tamaulipas), Ing. Antonio Dovalí Jaime (Oaxaca), Miguel Hidalgo (Hidalgo), Ing. Antonio M. Amor (Guanajuato) e Ing. Héctor R. Lara Sosa (Nuevo León). Ver imágenes 6 y 7.



Imagen 6. Ubicación geográfica de las Refinerías Mexicanas



Imagen 7. Refinería Gral. Lázaro Cárdenas.

Foto: Tomada de Twitter @Pemex.  
<https://twitter.com/pemex/status/714553406019342336>

En 1906 nace la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas en Minatitlán (Veracruz), siendo la primer gran refinерía de Latinoamérica, la cual posee actualmente 27 plantas industriales, dedicadas a la producción de energéticos. Dicho complejo tiene la capacidad instalada de procesar 285,000 barriles por día.<sup>9</sup>

<sup>9</sup> Producción de combustible de la refinерía de Minatitlán de Pemex, tomada de [www.eleconomista.com.mx](http://www.eleconomista.com.mx)



Los principales productos energéticos y petroquímicos de la Refinería son los siguientes:

### **Gases combustibles**

Una de las principales fuentes de energía para uso doméstico, se utiliza como combustible para producir energía térmica mediante un proceso de combustión.

- Gas licuado del petróleo (LP)
- Gas natural
- Gasóleo doméstico
- Propano
- Nafta
- Gas etano

### **Gasolinas**

Son utilizadas como principal combustible para el transporte, utilizados en motores de combustión interna. Existen diferentes especificaciones con relación al contenido de azufre y octanaje. Las gasolinas se obtienen de la destilación fraccionada del petróleo.

- Pemex Diésel
- Pemex Magna
- Pemex Premium
- Diésel marino especial
- Gasolina con contenido mínimo 87 octanos
- Gasolina con contenido mínimo 92 octanos
- Diésel automotriz
- Diésel marino



## Productos para uso industrial

Pemex comercializa productos entre sus principales consumidores, que son empresas de transformación, las cuales a su vez participan en todos los sectores de la economía.

A continuación, podrás identificar los productos más utilizados:

- Aceites
- Agricultura y Alimentos
- Combustibles
- Construcción
- Eléctrico
- Energía
- Envase y embalaje
- Farmacéutica y cosmético
- Industrial
- Minería
- Petróleo
- Polietilenos
- Química
- Solventes
- Textil
- Transporte y automotriz

De la refinería mencionada anteriormente, se realizará la simulación de una de sus plantas que la integran. La Planta Combinada U-10000 o Unidad de Destilación Combinada tiene como propósito el fraccionamiento de crudo 100% Maya, cuyos productos obtenidos son: gas húmedo, gasolina inestabilizada, turbosina, queroseno, diésel, gasóleo pesado atmosférico (GOPA), gasóleo ligero de vacío (GOLV), gasóleo pesado de vacío (GOPV) y residuo de vacío, donde los primeros 6 productos son destilados a presión atmosférica y el resto a destilación al vacío por su elevado punto de ebullición. El residuo es el material no volátil del crudo.



## Simulación de Procesos químicos

La simulación de procesos químicos consiste en la representación de un fenómeno, una operación o un proceso mediante una serie de modelos matemáticos, los cuales son producto de las leyes de conservación, leyes de la termodinámica, cinética química, fenómenos fundamentales y restricciones inherentes al modelo. Al ser resuelto, nos proporciona una guía del comportamiento del proceso, pudiendo analizarlo, describirlo, explicarlo, simularlo y predecirlo.

Esta guía es generada en un programa mediante la resolución de balances de materia y energía, equilibrio de fases y diseño básico, determinado las condiciones de operación de las corrientes y de los equipos como presiones, temperaturas, flujo y composición de las corrientes de proceso. Dichos datos obtenidos deben ser coherentes y realistas, al ser comprobados con datos experimentales o con datos de la literatura.

La aplicación de la simulación de procesos tiene muchas ventajas ya que no solo se enfoca en la obtención de datos, sino también en conocer o prever el comportamiento del mismo, analizar los diferentes escenarios al modificar los valores de variables de operación en rangos aceptables, optimizar las condiciones de operación de plantas existentes o nuevas y dar seguimiento a las plantas en funcionamiento para analizar posibles mejoras en los procesos.

A lo largo de los años se han generado varios simuladores de procesos, han evolucionado su programación para obtener simulaciones más eficientes y veraces, los cuales pueden ser ocupados para la obtención de datos en procesos de estado estacionario y estado dinámico.

A continuación, se muestran algunos de los simuladores según el caso:

- Aspen HYSYS
- AspenPlus
- CHEMCAD
- ProModel



El uso de los simuladores como AspenPlus y Aspen HYSYS en algunas materias del plan de estudios de Ingeniería Química de la Facultad de Química de la UNAM, permite la aplicación de conocimientos adquiridos de la carrera hacia el manejo apropiado del simulador para obtener resultados deseados, asimismo comprender la practicidad e innovación que brinda el uso de un simulador de procesos.

En ambos simuladores son necesarios ciertos pasos para correr una simulación de manera correcta y ordenada para obtener resultados concretos. Los pasos son los siguientes:

- Nombre de la Simulación
- Método Termodinámico
- Lista de Componentes
- Unidades
- Esquema de Proceso
  - Corrientes
    - Nombre de Corrientes
    - Alimentación
      - ✓ Flujo
      - ✓ Temperatura
      - ✓ Presión
      - ✓ Composición
  - Equipos
    - Nombre de Equipos
    - Especificaciones (Según Grados de Libertad)
    - Cinética de Reacción
  - Next Button
- Run Simulation
- Resultados
- Reporte

*NOTA: En caso de no obtener los resultados esperados o error en la simulación, será necesario buscar si el modelo termodinámico fue el correcto; los datos fueron correctamente ingresados o alguna condición de algún equipo está fuera de rango.*



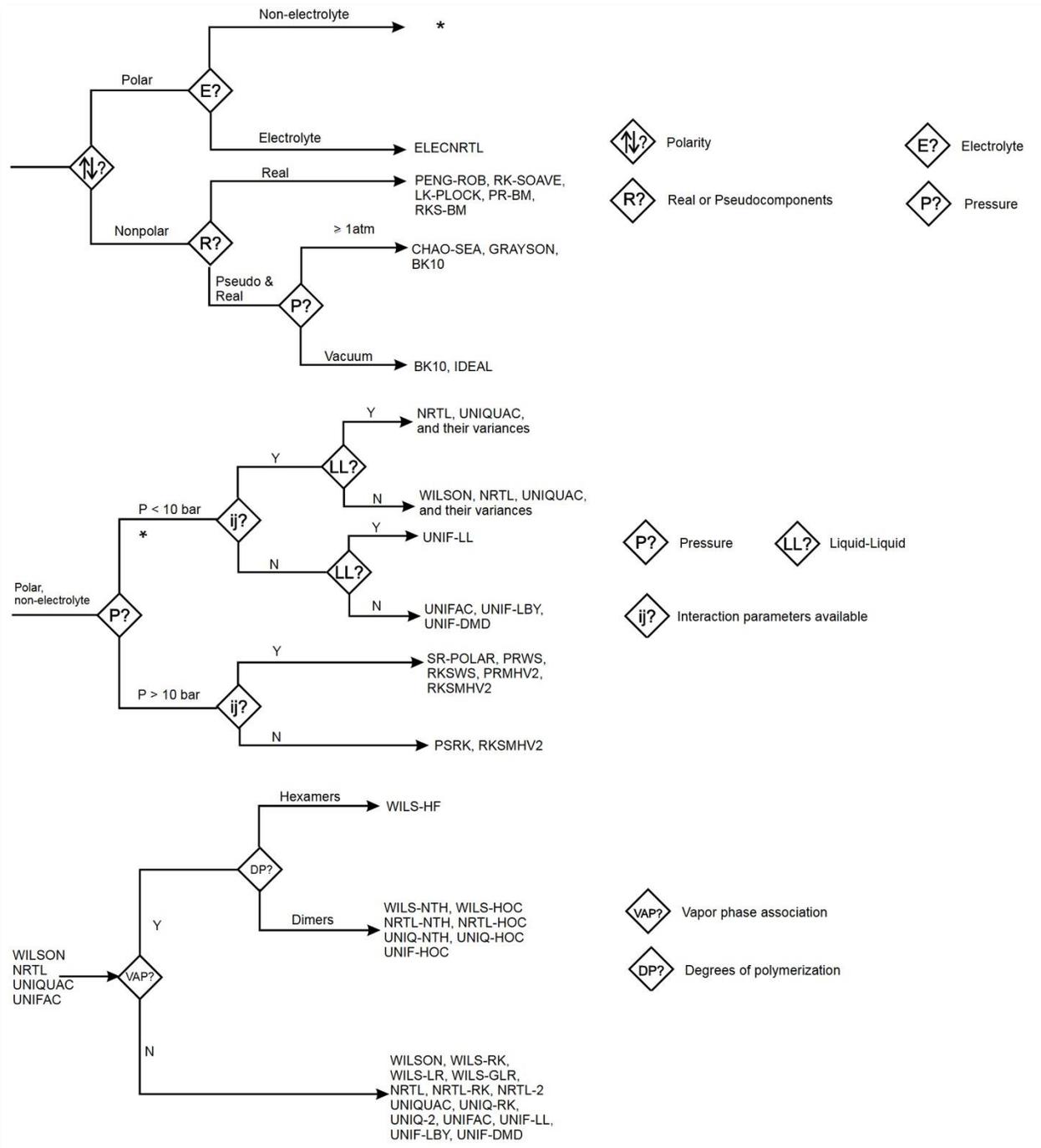
Para que una simulación corra adecuadamente y dé resultados certeros, el paso clave es saber que método termodinámico es el adecuado. Estos métodos sirven para calcular propiedades termodinámicas y equilibrios de fases, resolviendo los balances de materia y energía en los equipos de la simulación, así como las dimensiones de los mismos, predice las propiedades físicas de los compuestos en función de la temperatura y obtención de datos confiables en tipo de operaciones de separación de líquidos.

Algunos de los métodos termodinámicos más empleados son los siguientes:

Método	Rango de T/P	Mezcla	Aplicaciones	Entalpía/entropía
<b>Grayson-Streed</b>	(-)20 - 450°C	Hidrocarburos + H <sub>2</sub> , CH <sub>4</sub>	Refinación y compuestos pesados	Curl-Pitzer Lee-Kessler
<b>Chao-Seader</b>	20 - 250°C 1 – 100 bar	Hidrocarburos + H <sub>2</sub> (máx. 20%)	Procesamiento de gas Despropanizador Desbutanizadora	Curl-Pitzer Lee-Kessler
<b>BK10</b>	0.1 – 7 bar 40 a 500°C	Naftenos C <sub>1</sub> – C <sub>7</sub> BTX	Destilación atmosférica y de vacío Columnas de BTX	Lee-Kessler Rice
<b>SRK</b>	<T <sub>c</sub> <P <sub>c</sub>	Hidrocarburos Gas natural	Petróleo y gas	SRK
<b>PR</b>	<0>T <sub>c</sub> <0>P <sub>c</sub>	licuado H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub> , N <sub>2</sub>	Criogenia	PR
<b>Wilson</b>	20 – 200°C <5 bar	No ideal Equilibrio V-L	Orgánicos Petroquímica	Ideal + calor latente
<b>NRTL</b>		No ideal		
<b>UNIQUAC</b>		Equilibrio V-L,		
<b>UNIFAC</b>		L-L		



El proceso de selección del método termodinámico es mediante un árbol de decisión<sup>10</sup> con base a la naturaleza de los compuestos involucrados y del rango de presiones y temperaturas manejadas.



<sup>10</sup> Árbol de decisión tomado de la Guía del Usuario de Aspen Plus.



# **Capítulo II**

## **Descripción del Proceso**



## Descripción del Proceso

Una vez conocido el tipo de proceso que se realiza en la planta, se procede a la descripción detallada del mismo

El proceso de separación de crudo Maya de la unidad U-10000 consta de tres secciones descritas a continuación:

### 1. Sección de destilación atmosférica

En cualquier refinería convencional el primer proceso encontrado es una unidad de destilación atmosférica de crudo, la cual destila para producir corrientes de las diferentes fracciones extraídas del crudo, dicha secuencia es la siguiente:

#### 1.1. Tren de precalentamiento I

Primeramente, el crudo se recibe de los tanques de almacenamiento a  $27 \text{ kg/cm}^2_{\text{man}}$  y  $28^\circ\text{C}$  a través de dos trenes independientes paralelos de intercambiadores de calor, con el objetivo de subir la temperatura hasta  $370^\circ\text{C}$  aproximadamente.

Para evitar las elevadas caídas de presión de las series de intercambiadores de calor y fuego directo por donde pasa el crudo, se efectúa un bombeo en tres etapas. La primera etapa se lleva a cabo con las bombas de crudo del área de tanques localizada fuera de L.B. de la planta.

La alimentación del crudo se encuentra a  $27 \text{ kg/cm}^2_{\text{man}}$ , la cual por medio de una válvula controladora de presión se mantiene un valor preestablecido de presión de  $12.8 \text{ kg/cm}^2_{\text{man}}$  en la segunda etapa de las Desaladoras. Seguido por el paso del crudo por los intercambiadores de calor, aprovechando el calor de diversos productos y extracciones de calor de las torres de destilación atmosférica y al vacío (V-10001 y V-10008).



La siguiente tabla muestra la corriente caliente respecto a cada equipo de calentamiento:

Clave	Corriente Caliente	Temp. de salida del crudo [°C]
<b>E-10003AB / E-10004AB</b>	Domos segunda etapa de condensación	70
<b>E-10005 / E-10006</b>	3er intercambio con GOPA	83
<b>E-10007 / E10008</b>	2do intercambio con Diesel	88
<b>E-10009 / E-10010</b>	Recirculación de GOLV	92
<b>E-10011AD / E-10012AD</b>	Domos primera etapa de condensación	119
<b>E-10013 / E-10014</b>	Recirculación de Querosina	144
<b>E-10015 / E-10016</b>	2do intercambio de recirculación de Diesel.	145

*Tabla 2. Equipos y corrientes calientes del tren de precalentamiento de crudo I*

Debido a la caída de presión por ensuciamiento en los intercambiadores de presión, se encuentra una válvula controladora de presión en posición de mayor apertura que aportará presión adicional requerida.

Al final de la primera parte del tren de calentamiento, cuando la temperatura sea aproximadamente de 144°C, el crudo se alimenta al paquete de desalado ME-0012, el cual está conformado por dos etapas VX-10007AB y VX10008AB.

## 1.2. Desalado

Dependiendo de las características físicas como densidad y viscosidad del crudo procesado, así como las altas concentraciones de sales y sedimentos, es necesario utilizar la tecnología más moderna y probada de desalado existente en el mercado. Es por eso que el tipo de crudo y la remoción de las sales contenidas determinan el número de etapas de desalado, para el caso del crudo maya será en dos etapas.

Al inicio de la etapa el crudo se mezcla con agua desflemada o agua desmineralizada desaerada provenientes de L.B., cerca del 3.5 a 7% en volumen al respecto al crudo. Seguida por la adición del desemulsionante químico (*IMP-FDM-9822* o *IMP-FDM-2003*) en la entrada de cada etapa de desalado en función del espesor de la interfase. El



desalado se efectúa en dos etapas en serie, adicionando el agua fresca en la corriente de crudo que se alimenta a la segunda etapa donde una vez separada, se maneja entonces mediante la Bomba de Agua a la Primera Etapa de Desalado P-10022 A/R, B/R. Finalmente, el agua salada (salmuera) de la primera etapa cede calor al agua fresca en el intercambiador salmuera/agua para el desalado E-10041 AB y envía al control de nivel de interfase a tratamiento de efluentes, previo paso por el aerofriador de Salmuera EA-10012.

En cada etapa se obtiene una remoción de sal de aproximadamente el 90%, es decir un total del 99% de remoción de sales.

El agua para el desalado que se recibe en L.B. en el tanque de agua para el desalado TK-10001, se envía al control de flujo con la bomba de agua para desalado P-10023/R a tres intercambiadores de calor en serie: E-10041 AB, Intercambiador Recirculación de GOLV / Agua para desalado E-10042 AB e Intercambiador de Querosina / Agua para desalado E-10043, donde se obtendrá una temperatura final de 154°C antes de mezclarse con el crudo de la entrada de la Segunda etapa de Desalado VX-10008 AB.

Dada la naturaleza del crudo a procesar y para facilitar la remoción de sedimentos, se cuenta con dos corrientes de recirculación de agua.

A continuación, se muestra el Diagrama de Flujo de Proceso correspondiente al primer tren de calentamiento y desalado:



Simulación de la Planta Combinada U-10000, de la Refinería "General Lázaro Cárdenas", Minatitlán, Veracruz.

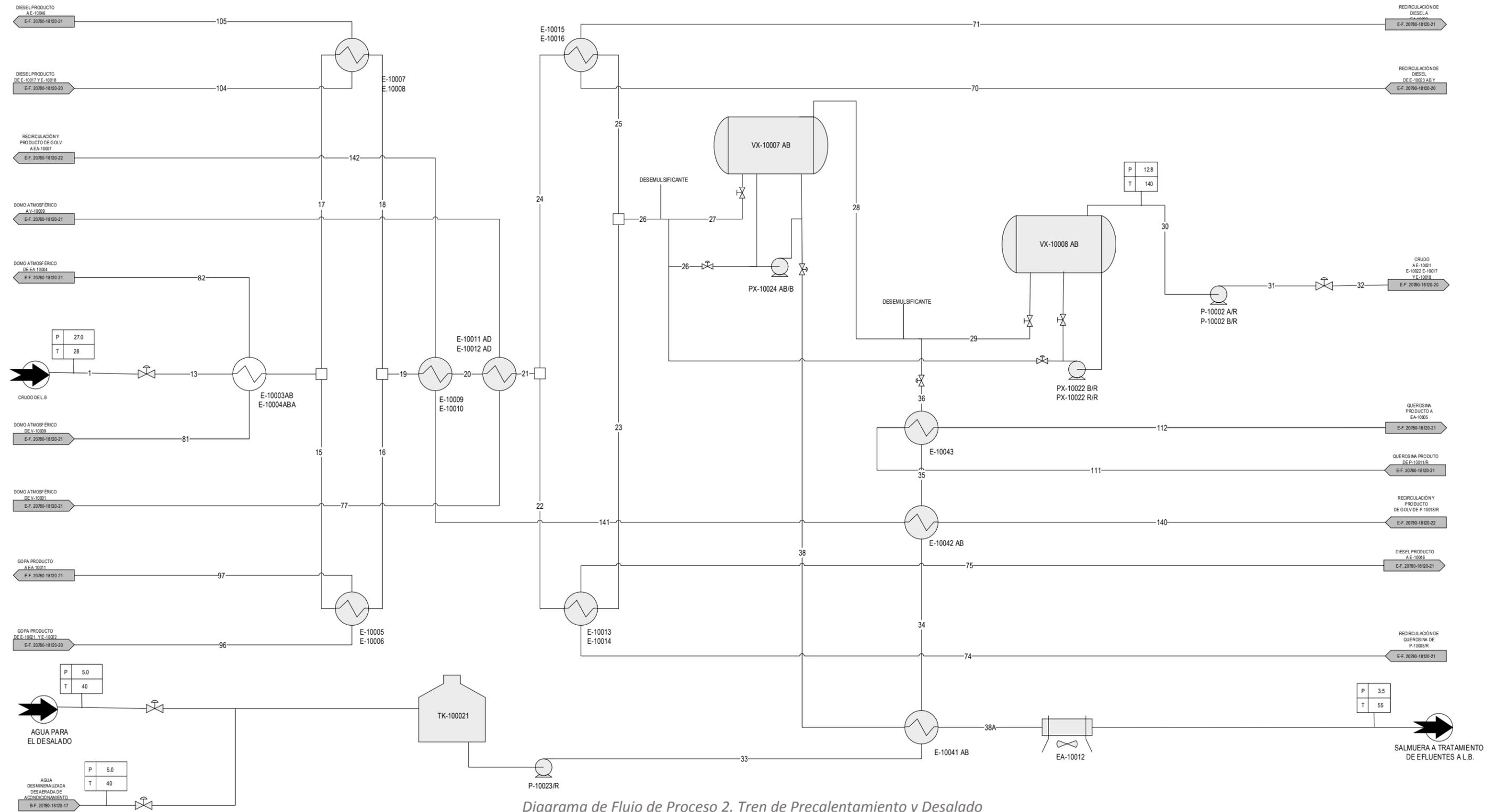


Diagrama de Flujo de Proceso 2. Tren de Pre calentamiento y Desalado



### 1.3. Tren de precalentamiento II

En la línea de salida del crudo de la segunda etapa de desalado, se agrega un dispersante de asfaltenos (*IMP-DARC-2*) para evitar el ensuciamiento causado por los residuos carbonosos y poliméricos formados por las altas temperaturas y de sosa del 19% wt para controlar la acidez del crudo y la hidrólisis de las sales no removidas por el desalado. Posteriormente, el crudo se remombea con la segunda bomba de crudo P-10002 A/R, B/R, en un arreglo de control similar a la primera parte del tren, con señal de control de presión en la succión de las terceras bombas de crudo P-10003 A/R, B/R, actuando a un sistema de variación de velocidad del motor para suministrar la energía que el sistema necesita, esta variación de velocidad se logra a través de la variación de frecuencia eléctrica alimentada al motor. La variación de frecuencia del motor es ajustable y proporcional al aumento de presión para las bombas.

Mediante el paso del crudo por el tren, éste va aumentando su temperatura hasta los 238°C. Al igual que el primer tren, la siguiente tabla muestra la corriente caliente respecto a cada equipo de calentamiento:

Clave	Corriente Caliente	T <sub>salida</sub> del crudo [°C]
<b>E-10017 / E-10018</b>	1er intercambio con diesel	159
<b>E-10019 / E-10020</b>	2do intercambio con recirculación de GOPA	191
<b>E-10021 / E10022</b>	2do intercambio con GOPA	154
<b>E-10023AB / E-10024AB</b>	1er intercambio con recirculación de diesel	189
<b>E-10025AC / E-10026AC</b>	2do intercambio con producto y recirculación de GOPV	220
<b>E-10027 / E-10028</b>	1er intercambio con GOPA	225
<b>E-100029 / E-10030</b>	1er intercambio con recirculación de GOPA	238

Tabla 3. Equipos y corrientes calientes del tren de precalentamiento de crudo II



#### 1.4. Tren de precalentamiento de crudo III

El crudo se rebombea a la tercera bomba de crudo P-10003 A/R, B/R a  $46.0 \text{ kg/cm}^2_{\text{man}}$ , atravesando la tercera parte del tren y los calentadores a fuego directo, donde el flujo se regula por controladores de flujo a la entrada del calentador de crudo H-10001 AB y por un variador de velocidad del motor, siguiendo el mismo funcionamiento que en el segundo tren de precalentamiento respecto a la caída de presión. La siguiente tabla muestra la corriente caliente respecto a cada equipo de calentamiento en la tercera parte del tren:

Clave	Corriente Caliente	T <sub>salida</sub> del crudo [°C]
E-10031 / E-10032	2do intercambio con recirculación de lavado	245
E-10033AB / E-10034AB	1er intercambio con producto y recirculación de GOPV	283
E-10035AB / E-10036AB	2do intercambio con residuo de vacío	277
E-10037 / E-10038	1er intercambio con recirculación de lavado	286
E-10039AB / E-10040AB	1er intercambio con residuo de vacío	306

Tabla 4. Equipos y corrientes calientes del tren de precalentamiento de crudo III

Un punto importante, es mantener la presión a un mínimo de  $22 \text{ kg/cm}^2_{\text{man}}$  en la parte final del tren para mantener el crudo en su fase líquida en la mayor proporción posible.

#### 1.5. Calentadores de crudo

Una vez desalado y precalentado el crudo se distribuye en los dieciséis calentadores de crudo H-10001 AB, a fuego directo, por medio de los controladores de flujo ubicado en cada uno de los ocho serpentines de cada calentador a fuego directo. Se mezcla con un flujo controlado de vapor sobrecalentado de media presión,  $20 \text{ kg/cm}^2_{\text{man}}$  y  $335^\circ\text{C}$ , que tiene la finalidad de incrementar la velocidad del crudo a través de los tubos y disminuir la temperatura de pared, con el fin de evitar la formación de coque en el interior de los tubos.



En los calentadores, el crudo se vaporiza parcialmente hasta una temperatura de 377°C. En un serpentín ubicado en la zona de convección de calentador se sobrecalienta vapor de baja ( $3.5\text{kg/cm}^2_{\text{man}}$  y 150°C) o como alternativa para el caso de excesiva caída de presión en la columna, se deberá usar vapor de media presión ( $20\text{kg/cm}^2_{\text{man}}$  y 355°C) reducido a  $4.5\text{kg/cm}^2_{\text{man}}$ , alimentando a control el flujo en la torre atmosférica V-10001 y agotadoras de los productos V-10002/3/4/5.

A continuación, se muestra el Diagrama de Flujo de Proceso correspondiente al segundo y tercer tren de precalentamiento, así como los calentadores de crudo:

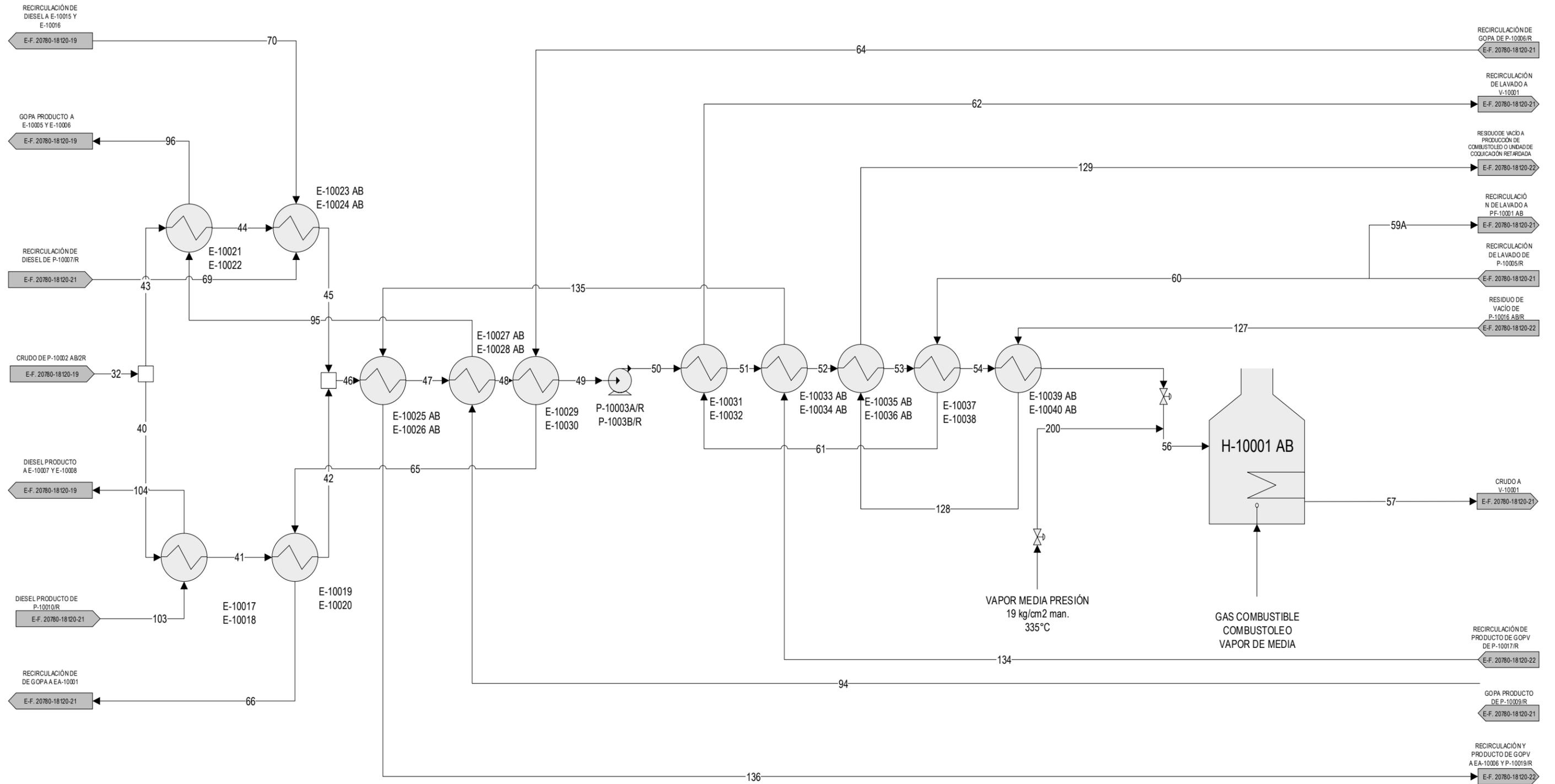
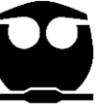


Diagrama de Flujo de Proceso 3. Tren de Pre calentamiento II y III



## 1.6. Columna de destilación atmosférica y agotadores de productos.

Después de salir de los calentadores, el crudo parcialmente vaporizado se alimenta a la Torre Atmosférica V-10001 a 375°C y 1.9 kg/cm<sup>2</sup><sub>man</sub>, mientras en el fondo de la columna se añade vapor de agua sobrecalentado a 2.5 kg/cm<sup>2</sup><sub>man</sub> y 343°C, con el objeto de disminuir la presión parcial de los hidrocarburos y agotar el residuo.

La sección de rectificación (arriba de la alimentación) de la columna está compuesta por zonas de condensación por contacto directo (extracciones de calor) y de fraccionamiento, donde las extracciones de calor proporcionan el reflujo interno (líquido) que es fraccionado en la zona inmediata inferior y obtener así especificaciones de producto de la sección correspondiente.

El calor contenido en la fase vapor de la alimentación es retirado sucesivamente a medida que asciende a lo largo de la columna, maximizando la recuperación de calor al nivel más alto posible de temperatura y favorecer así su aprovechamiento. La cantidad de calor extraído se puede ver de la siguiente manera:

	Carga térmica, MMkcal/h	%
<b>4ta extracción de calor (Líquido lavado)</b>	9.21	12.29
<b>3ra extracción de calor (GOPA)</b>	15.22	20.31
<b>2da extracción de calor (Diesel)</b>	15.23	20.33
<b>1ra extracción de calor (Querosina)</b>	5.97	7.97
<b>Condensador 1ra etapa</b>	12.14	16.20
<b>Condensador 2da etapa</b>	17.18	22.91
<b>TOTAL</b>	<b>74.93</b>	<b>100.00</b>

Tabla 5. Extracción de calor de la Torre de destilación atmosférica

- La cuarta extracción de calor en la torre atmosférica, líquido lavado, retira calor de la torre tomando un líquido caliente del fondo del lecho empacado No. 2 y lo retorna frío a la parte superior del mismo lecho. Una parte de este líquido caliente extraído se enfría precalentado el crudo. El líquido frío regresa a la torre V-10001 en la parte superior del lecho empacado No.2, condensando el



hidrocarburo al ponerse en contacto con los vapores calientes ascendentes. Por otro lado, el líquido restante condensado del fondo de la segunda cama se alimenta caliente al filtro de lavado atmosférico PF-10001 AB y posteriormente a la zona de lavado (lecho empacado 1) localizada debajo de la zona de extracción de calor y desciende hasta la zona de alimentación, lavando los vapores de la alimentación. El líquido remanente en el fondo del lecho empacado No.1 denominado “overflash”, con alto contenido de metales y carbón, se extrae fuera de la columna, se mide y posteriormente se alimenta a la zona de agotamiento de residuo. El flujo de “overflash” es controlado ajustando la carga térmica extraída, controlando el flujo de recirculación y la diferencia de temperaturas entre el suministro y el retorno de la extracción de calor. Los equipos en funcionamiento durante la extracción son: Bomba de recirculación de GOPA P-10006/R, los intercambiadores E-10029/10030, E-10019/10020 y el aerofriador de recirculación de GOPA EA-10001.

- b. La tercera extracción de calor, gasóleo pesado, retira el calor de la torre atmosférica de la misma forma que en la extracción anterior. El líquido caliente se enfría al precalentar el crudo y el líquido frío retorna a la torre condensándose al ponerse en contacto con los vapores ascendentes, alimentando el condensado como reflujo en la zona de fraccionamiento de GOPA descendiendo al plato de extracción de producto, El gasóleo pesado se alimenta al agotador de GOPA V-10002, eliminando los hidrocarburos ligeros por medio de vapor de agua sobrecalentado alimentado en el fondo de agotador. La adición de un enfriador con aire EA-10001, normalmente fuera de operación operará para compensar deficiencias en las extracciones de calor. Los equipos en funcionamiento durante la extracción son: Bomba de recirculación de GOPA P-10006/R, los intercambiadores E-10029/10030, E-10019/10020 y aerofriador de recirculación de GOPA EA-10001.
- c. La segunda extracción de calor es diesel, opera de la misma forma que la cuarta y tercera. El líquido caliente se enfría al precalentar el crudo y el líquido frío retorna a la torre condensándose al ponerse en contacto con los vapores ascendentes, alimentando el condensado como reflujo en la zona de



fraccionamiento de diesel descendiendo al plato de extracción de producto, El diesel se alimenta al agotador de Diesel V-10003, eliminando los hidrocarburos ligeros por medio de vapor de agua sobrecalentado alimentado en el fondo del agotador. La adición de un enfriador con aire EA-10002, normalmente fuera de operación operará para compensar deficiencias en las extracciones de calor. Los equipos en funcionamiento durante la extracción son: Bomba de recirculación de Diesel P-10007/R, los intercambiadores E-10023/10024, E-10015/10016 y el aerofriador de recirculación de Diesel EA-10002.

- d. La primera extracción de calor, Querosina, es similar a las descritas anteriormente. El líquido caliente se enfría al precalentar el crudo y el líquido frío retorna a la torre condensándose al ponerse en contacto con los vapores ascendentes, alimentando el condensado como reflujo en la zona de fraccionamiento de querosina descendiendo al plato de extracción de producto, La querosina se alimenta al agotador de querosina V-10004, eliminando los hidrocarburos ligeros por medio de vapor de agua sobrecalentado alimentado en el fondo del agotador. La adición de un enfriador con aire EA-10003, normalmente fuera de operación operará para compensar deficiencias en las extracciones de calor. Los equipos en funcionamiento durante la extracción son: Bomba de recirculación de Querosina P-10008/R, los intercambiadores E-10013/10014 y el aerofriador de recirculación de Querosina EA-10003.

La zona superior de la torre atmosférica V-10001 consta de 14 platos para el fraccionamiento entre la turbosina y la gasolina, donde la separación se dispone de reflujo que se condensa en la primera etapa de condensación de los domos y se alimenta al primer plato, por medio de la bomba P-10013/R. La turbosina se extrae del plato 14 y se alimenta al agotador de turbosina V-10005, eliminando los hidrocarburos ligeros con vapor sobrecalentado alimentado desde el fondo del agotador.

En los domos de la torre atmosférica, la corriente de vapor se encuentra a  $148^{\circ}\text{C}$  y  $1.1\text{kg/cm}^2_{\text{man}}$ , formada principalmente de gasolina producto, el reflujo y vapor de agotamiento adicionado por los fondos de la torre y en los agotadores laterales.



Para la máxima recuperación de calor en favor al crudo, el arreglo de condensación es en dos etapas. La primera etapa es un condensador parcial E-10011 AD/10012 AD, donde el líquido condensado se separa de la fase vapor a  $114^{\circ}\text{C}$  y  $0.7 \text{ kg/cm}^2_{\text{man}}$  en el Acumulador de la primera etapa de condensación V-10009 y retornando como reflujo al primer plato de la torre atmosférica V-10001.

La fase vapor del separador se enfría sucesivamente en el intercambio del crudo con la segunda etapa de condensación E-10003AB/10004AB, el primer Condensador de la Segunda Etapa de Condensación EA-10004 con aire y el segundo EA-10044 con agua de enfriamiento. La gasolina y agua condensada se separan a  $38^{\circ}\text{C}$  y  $0.4 \text{ kg/cm}^2_{\text{man}}$ , en el acumulado de la segunda Etapa de Condensación V-10010.

Para controlar el efecto de las variaciones de temperatura del crudo en los tanques, dicho control se realiza en las etapas de condensación. Cuando la primera etapa sea mayor al reflujo requerido por la torre atmosférica, el nivel del líquido tenderá a aumentar, y el líquido en exceso será enviado al intercambiador E-10003/4 AB, garantizando el flujo en los equipos y llegue al acumulador de la segunda etapa de condensación V-10010; por otro lado, si el líquido es insuficiente el nivel del líquido tenderá a descender, por lo cual será enviado del segundo tanque al primero.

La gasolina amarga e inestabilizada y el agua amarga se envían a L.B, mediante la Bomba de nafta atmosférica y la Bomba de agua amarga, P-10015/R y P-10014/R respectivamente. Los gases incondensables (si existen) son enviados a control de presión de desfogue, pero en caso de condensación total de gasolina, la presión se mantendrá por introducción de gas combustible.

Una vez que sean ajustadas las propiedades y especificaciones de los productos laterales (turbosina, querosina, diesel y gasóleo pesado) en sus respectivas torres agotadoras, se bombean hacia L.B., pero si el nivel de la temperatura lo permite intercambiaran calor con el crudo en el tren de precalentamiento.

El diesel producto a  $255^{\circ}\text{C}$  se envía al primer intercambiador crudo/diesel E-10017/10018 y posteriormente al segundo intercambiador crudo/diesel E-



10007/10008, a la salida del último es enviado a través del enfriador con agua E-10046 a L.B. Si la planta coquizadora sale de operación y la planta continúa operando, el diesel producto podrá ser enviado como componente de la mezcla de diluyente interno para la formación de combustóleo junto con el residuo de vacío, pero si existe diluyente externo, el diesel producto podrá ser enviado caliente a 93°C a la planta HDD “U-24000” para su tratamiento, o a almacén a través del enfriador E-10046 a 49°C.

El GOPA deja la Torre Agotadora V-10002 a 316°C y es enviado al primer intercambiador Crudo/GOPA E-10027/10028, posteriormente al intercambiador Crudo/GOPA E-10021/10022 y luego al tercer intercambiador Crudo/GOPA E-10005/10006, a la salida de estos equipos, simultáneamente por dos corrientes de proceso, se envía como operación normal a la planta FCC N°2; GOPA caliente a 91°C mezclado con GOLV y por la otra GOPA fría a 38°C a través del aroenfriador EA-10011 y enfriador de agua E-10052 AB, sin embargo si la planta FCC N°2 está fuera de operación el GOPA puede ser enviado a almacenamiento en L.B. a 70°C.

En la corriente de flujo de salida a L.B cada uno de los productos dispone de un enfriador con agua, y equipos necesarios para lograr condiciones de operación a las requeridas:

Producto	Enfriador de agua	Bomba	Intercambiadores	Aeroenfriador
<b>GOPA</b>	E-10052 AB	P-10009/R	Con el crudo E-10027/10028, E-10021/10022 y E10005/10006	EA-10011
<b>Diesel</b>	E-10046	P-10010/R	Con el crudo E-10017/10018 y E10007/10008	
<b>Querosina</b>	E-10047 AB	P-10011/R	Con agua para el desalado E-10043	EA-10005
<b>Turbosina</b>	E-10048 AB	P-10012/R		EA-10010

Tabla 6. Equipos involucrados en el calentamiento y transporte de productos del destilado.



Todos los productos laterales son controlados de la misma forma: un controlador de flujo localizado antes de los enfriadores para el regular la toma del producto en el fondo del agotador, mientras el nivel del fondo del agotador mantiene regulando la admisión de líquido extraído parcialmente de la torre atmosférica.

La fracción líquida de la alimentación de Crudo y del líquido “overflash” de la zona de rectificación descienden por los diez platos de la zona de agotamiento, conectando con el vapor de agua sobrecalentado, vaporizando el material ligero disuelto en los hidrocarburos pesados. El líquido del fondo, denominado residuo atmosférico es enviado a la sección de destilación al vacío, pero si sale de operación la sección de vacío el residuo atmosférico diluido es enviado a L.B. a tanques de recuperados (“slop”).

A continuación, se muestra el Diagrama de Flujo de Proceso correspondientes a la Sección de Destilación Atmosférica:

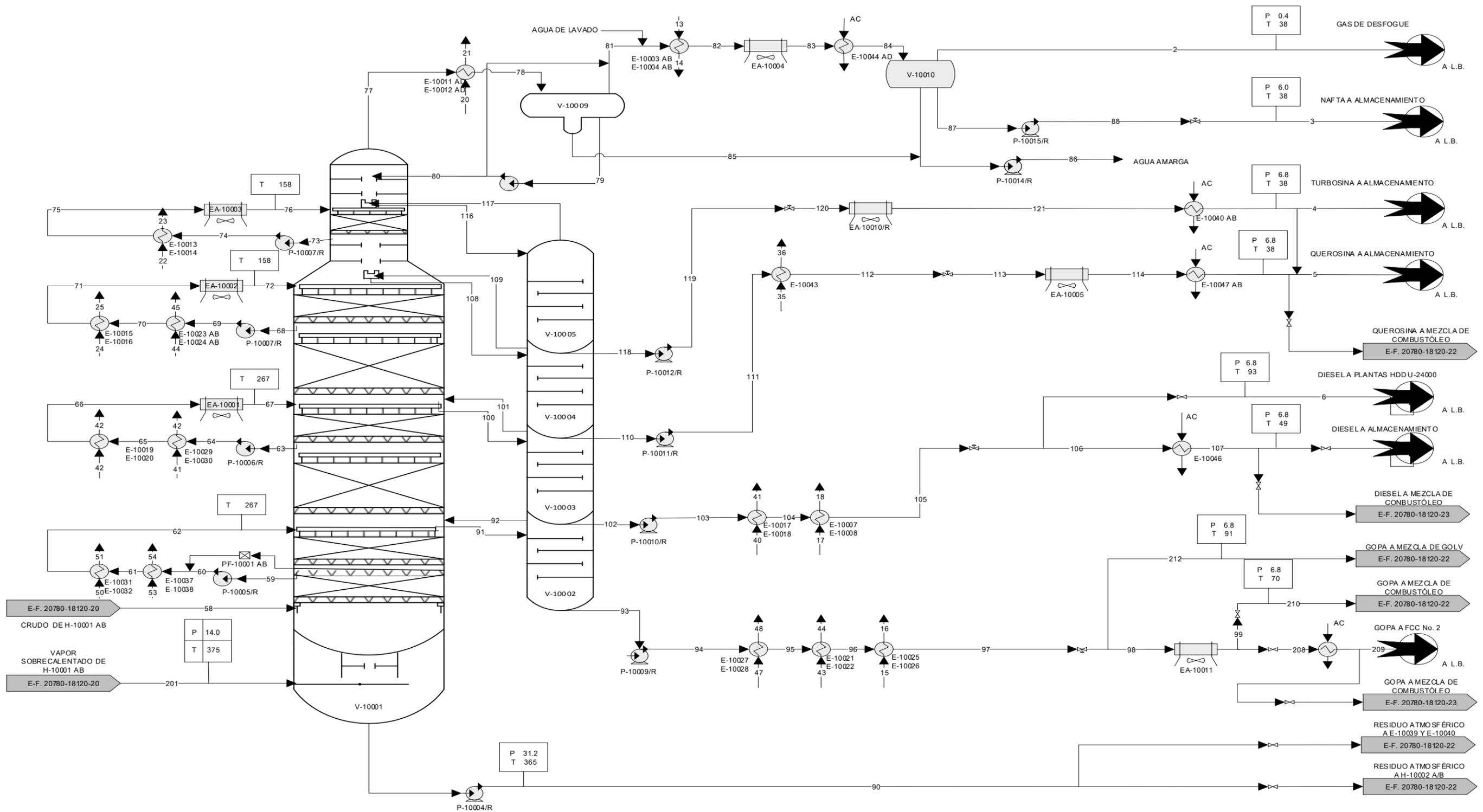


Diagrama de Flujo de Proceso 4. Sección de destilación atmosférica



## 2. Sección de destilación al vacío

El propósito principal de la destilación al vacío es recuperar material destilable del residuo atmosférico, ya que éste si fuese destilado a presión atmosférica sufrirá descomposición térmica.

Su objetivo principal es la obtención de un rendimiento equivalente a una temperatura de corte TBP de 565.6°C (1 050°F).

Para lograr este rendimiento se diseña un sistema de destilación de corte profundo, aplicando alto vacío (10 mmHg<sub>abs.</sub> en el domo), así como el uso de vapor en la torre para agotamiento y en el calentador para abatir la temperatura de salida y alimentación tipo “cuerno” para minimizar el arrastre de residuo.

El residuo atmosférico es enviado mediante el uso de la Bomba de Residuo Atmosférico P-10004 AB/R, a 365°C y 31.2 kg/cm<sup>2</sup><sub>man</sub>, hacia el Calentador de Residuo Atmosférico H-10002 AB. También se inyecta vapor de agua de media presión (20 kg/cm<sup>2</sup><sub>man</sub> y 335°C) a la entrada del calentador con el propósito de aumentar la velocidad del fluido y tener un bajo tiempo de residencia, y previniendo la formación de coque en el interior de los tubos del calentador. El residuo atmosférico se vaporiza parcialmente al llevarse a la temperatura de salida del calentador H-10002 AB, de 407°C y 133.9 mm Hg<sub>abs.</sub>

La línea de “transfer” manda el efluente del calentador a la Torre de Vacío V-10008 operando a 24 mmHg<sub>abs.</sub> en la alimentación. La mezcla liquido-vapor entra tangencialmente a través de un distribuidor de alimentación especialmente diseñado para minimizar el arrastre de residuo con los vapores ascendentes.

Los vapores ascendentes entran con el propósito de eliminar los contaminantes arrastrados o vaporizados del vapor ascendente, esencialmente azufre, nitrógeno, carbón y metales, y conducirlos a dejar la zona denominada “overflow”, a la zona de agotamiento de residuo. Los vapores libres de contaminantes ascienden a la zona de lavado, llevados a la zona de condensación de gasóleo pesado de vacío, siendo este líquido de enfriamiento gasóleo pesado de recirculación extraído caliente de la tina de extracción localizada en el fondo del lecho de empaque,



mediante el uso de la bomba de GOPV de Recirculación y Producto P-10017/R. El gasóleo pesado caliente se divide en dos corrientes:

1. El líquido de lavado retorna a la zona inferior de la torre a control de flujo a través del Filtro de Lavado de Vacío PF-10002 AB
2. La corriente de recirculación y producto se enfría cediendo su calor al crudo en el tren de precalentamiento en el primer intercambiador Crudo/Producto y recirculación de GOPV E-10033 AB/10034 AC. Una vez realizado el intercambio la corriente se subdivide en dos:
  - a. La recirculación fría pasa por el Enfriador de Recirculación de GOPV EA-10008 y el Filtro de Recirculación de GOPV PF-10003 A/B, condensándose el gasóleo pesado de vacío, producto y del gasóleo de lavado.
  - b. El GOPV producto va a la succión de la Bomba de GOPV Producto P-0019/R a la planta HDS de Gasóleos a 226°C, usando como ruta alterna el paso de GOPV a través del EA-10008 hacia mezcla de gasóleos a almacenamiento a 70°C.

Los vapores remanentes de la zona de gasóleo pesado ascienden a la zona de condensación de gasóleo ligero de vacío. El líquido de enfriamiento es gasóleo ligero de recirculación, extraído caliente de la tina de extracción localizada en el fondo, este es enfriado al ceder su calor al crudo en el tren de precalentamiento en el intercambiador Recirculación GOLV/Agua para desalado E-10042 AB y en el intercambiador crudo/recirculación de GOLV E-10009/10010, dividiéndose en dos corrientes:

- a. La recirculación continua por aeroenfriador de recirculación de GOLV EA-10007, el enfriador de recirculación de GOLV, E-10049 AB y el filtro de recirculación PF-10004 AB, causando la condensación del gasóleo ligero producto.
- b. El GOLV producto se mezcla con el GOPA proveniente del intercambiador de crudo E-10005/6 y ser enviado a la planta FCC No.2 o frío de la salida del aeroenfriador EA-10007 mezcla de gasóleos para almacenamiento.



Los hidrocarburos condensables e incondensables generados por efecto de desintegración térmica en las paredes de los tubos de los calentadores de residuo atmosférico H-10002 AB, el vapor de agua alimentado al calentador y al fondo de la torre y los gases inertes infiltrados al sistema se extraen por el domo de la torre de vacío mediante los paquetes de Vacío ME-10004 AB.

Cada paquete de vacío es un sistema de eyectores de tres etapas en serie para garantizar una presión de 10mmHg<sub>abs.</sub> en el domo de la torre. Asimismo, el agua condensada e hidrocarburos recuperados, son separados y enviados a L.B., mientras los gases incondensables efluentes del V-10016 AB son enviados a quemar en los calentadores de residuo atmosférico y de carga, o si la presión lo permite a desfogue.

La fracción líquida de la alimentación y del líquido “overflash” descienden por los siete platos de la zona de agotamiento, conectando con el vapor de agua sobrecalentado, vaporizando el material ligero disuelto en el residuo. El líquido agotado es el “residuo de vacío” llegando al fondo de la torre y enviado al tren de precalentamiento de crudo, pasando por los intercambiadores Crudo/Residuo de vacío E-10039 AB/E-10040 AB y Crudo/Residuo de vacío E-10035 AB/E-10038, donde finalmente será enviado como Residuo producto de coquización retardada en L.B., pero en caso de rechazo de esta planta se mezcla con un diluyente para obtener combustóleo, y ser enviado a 6.0 kg/cm<sup>2</sup><sub>man</sub> y 95°C a almacenamiento.

El residuo de vacío del fondo de la columna es enfriado con una recirculación de residuo frío, evitando la descomposición térmica y la consecuente coquización y el aumento de flujo de gases y condensables. La temperatura es controlada a 360°C en el fondo de la columna, con un controlador que actúa sobre el flujo de residuo de recirculación ajustando la temperatura del residuo en 292°C mediante los intercambiadores E-10035 AB /10036 AB.

A continuación, se muestra los Diagramas de Flujo de Proceso realizados correspondientes a la Sección de Destilación al Vacío:

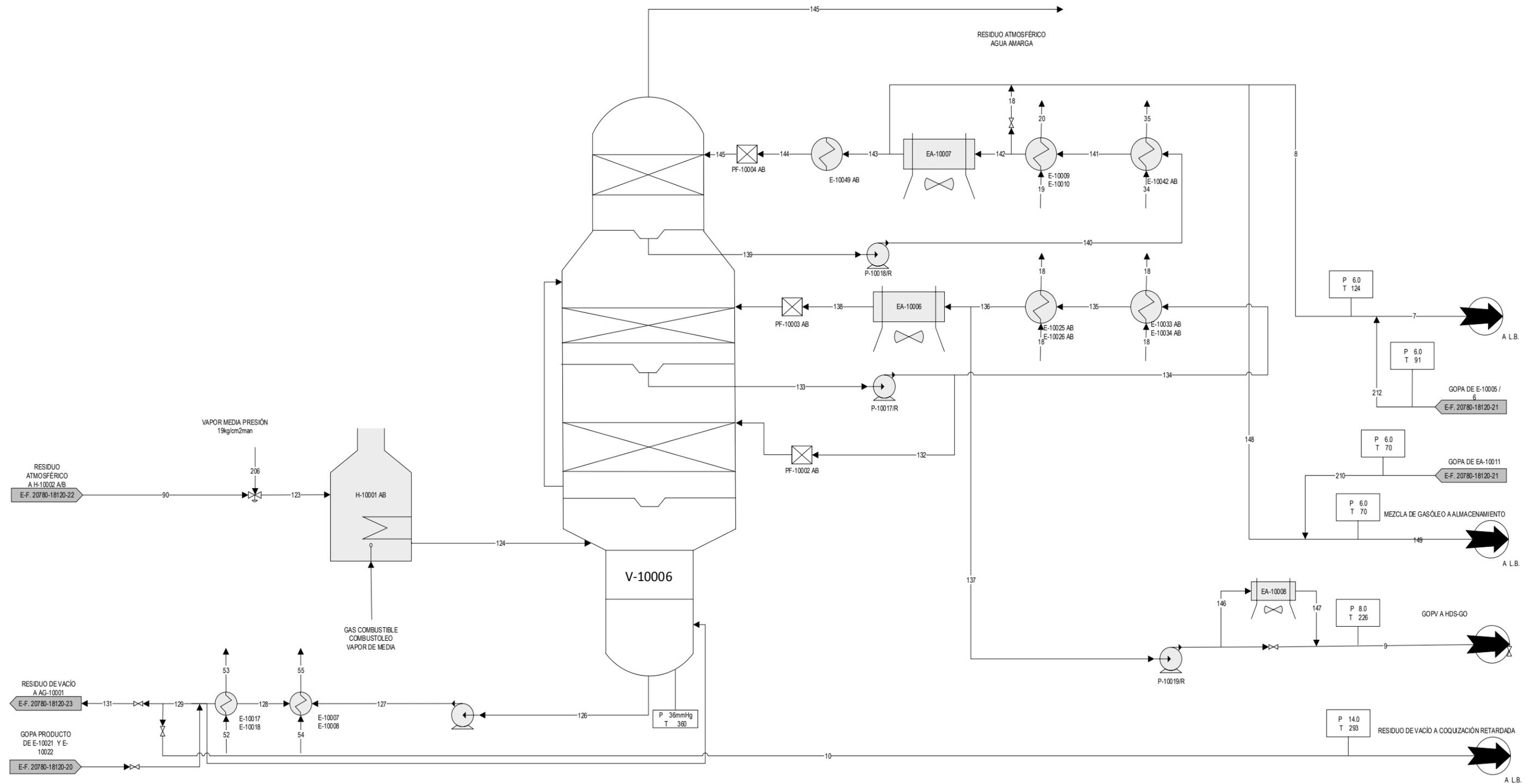


Diagrama de Flujo de Proceso 5. Sección de destilación al vacío



### **3. Sección de enfriamiento de residuo y preparación de combustóleo.**

En caso de que la planta coquizadora salga de operación, la planta combinada bajará su capacidad al 60% y el residuo producido será enviado a enfriamiento y preparación de combustóleo.

El flujo de residuo de vacío es mezclado con diluyentes a 230/243°C se homogeniza en el mezclador AG-10001, posteriormente se enfría a 180°C en el primer enfriador de combustóleo EA-10009 y hasta 95°C en el segundo Enfriador de Combustóleo E-10051 previo a enviarse a almacenamiento a 6 kg/cm<sup>2</sup><sub>man</sub>. El diluyente demandado por el relacionador de flujo se envía con la bomba de diluyente con base al flujo de residuo, para preparar combustóleo de 550 SSF @ 50°C.

Finalmente, para esta sección no se realizó el diagrama de flujo de proceso debido a que solo las áreas de destilación y trenes de calentamiento son la idea central de la simulación de la planta.



# **Capítulo III**

## **Simulación del Proceso**



## Elección de Simulador

Para la simulación del proceso, se analizaron los simuladores que AspenTech tiene, siendo AspenPlus y HYSYS los simuladores a elegir. Ambos manejan procesos en estado estacionario, de los cuales por medio de las características y manejo de cada uno fue la elección del simulador.



Imagen 8. Simulador seleccionado

Con base a la experiencia que se ha tenido con ambos simuladores, se decidió usar Aspen Plus V8.8 (ver imagen 8), el cual permite la generación de una simulación con el mayor parecido al Diagrama de Flujo de Proceso del que proviene, el llenado de datos en los equipos es sencillo, y se tiene mayor experiencia en su uso. A pesar de no indicar en el momento si el balance entre equipos va bien como en Aspen HYSYS, se corría la simulación con cada equipo u especificación agregada y verificaba si ésta salía sin errores.

## Elección de Modelo Termodinámico

Respecto a la elección del modelo de propiedades termodinámicas se eligió en Método BK10 con base al Árbol de Decisión AspenTech, según las características de la corriente de proceso. Primeramente, el crudo al ser una mezcla de hidrocarburos es insoluble en líquidos polares como el agua, por lo cual no es polar, se considera como pseudocomponente, y es manejado en la sección de vacío a presiones muy bajas.

Por otro lado, el Método BK10 es mayormente ocupado para hidrocarburos y gases ligeros cuyas fracciones cubren los rangos de

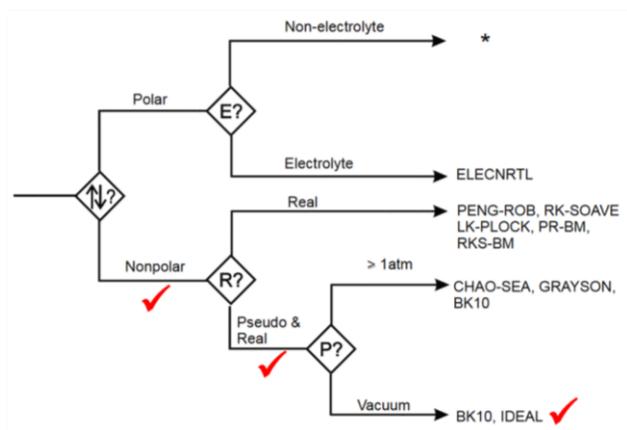


Imagen 9. Árbol de Decisión AspenTech



ebullición 450 - 700 K (176.85 – 526.85 °C), es adecuado para aplicaciones de vacío y baja presión, y en altas presiones, las ecuaciones de estado ajustadas al petróleo son las más adecuadas.

Finalmente, las características mencionadas de dicho método cumplen para la realización del proceso de separación de crudo.

## Simulación de la planta

A partir de la descripción del proceso y los diagramas de flujo de proceso antes mencionados, se inició la simulación del proceso en Aspen Plus.

### Propiedades

La simulación comienza con la caracterización de la corriente principal de alimentación del proceso: Crudo 100% Maya. La cual fue caracterizada con los principales hidrocarburos que posee el crudo de tipo pesado con ayuda de la bibliografía e información obtenida.

Component ID	Type	Component name	Alias
▶ <b>MAYA</b>	<b>Assay</b>		
▶ <b>H2O</b>	Conventional	<b>WATER</b>	<b>H2O</b>
▶ <b>CO2</b>	Conventional	<b>CARBON-DIOXIDE</b>	<b>CO2</b>
▶ <b>H2S</b>	Conventional	<b>HYDROGEN-SULFIDE</b>	<b>H2S</b>
▶ <b>METANO</b>	Conventional	<b>METHANE</b>	<b>CH4</b>
▶ <b>ETANO</b>	Conventional	<b>ETHANE</b>	<b>C2H6</b>
▶ <b>PROPANO</b>	Conventional	<b>PROPANE</b>	<b>C3H8</b>
▶ <b>ISOBUTAN</b>	Conventional	<b>ISOBUTANE</b>	<b>C4H10-2</b>
▶ <b>BUTANO</b>	Conventional	<b>N-BUTANE</b>	<b>C4H10-1</b>
▶ <b>IPENTAN</b>	Conventional	<b>2-METHYL-BUTANE</b>	<b>C5H12-2</b>
▶ <b>PENTANO</b>	Conventional	<b>N-PENTANE</b>	<b>C5H12-1</b>
▶ <b>22MB</b>	Conventional	<b>2,2-DIMETHYL-BUTANE</b>	<b>C6H14-4</b>
▶ <b>CP</b>	Conventional	<b>CYCLOPENTANE</b>	<b>C5H10-1</b>
▶ <b>23MB</b>	Conventional	<b>2,3-DIMETHYL-BUTANE</b>	<b>C6H14-5</b>
▶ <b>2MP</b>	Conventional	<b>2-METHYL-PENTANE</b>	<b>C6H14-2</b>
▶ <b>3MP</b>	Conventional	<b>3-METHYL-PENTANE</b>	<b>C6H14-3</b>
▶ <b>HEXANO</b>	Conventional	<b>N-HEXANE</b>	<b>C6H14-1</b>
▶ <b>MCP</b>	Conventional	<b>METHYLCYCLOPENTANE</b>	<b>C6H12-2</b>
▶ <b>24MP</b>	Conventional	<b>2,4-DIMETHYLPENTANE</b>	<b>C7H16-6</b>
▶ <b>BENCENO</b>	Conventional	<b>BENZENE</b>	<b>C6H6</b>
▶ <b>33MP</b>	Conventional	<b>3,3-DIMETHYLPENTANE</b>	<b>C7H16-7</b>
▶ <b>CH</b>	Conventional	<b>CYCLOHEXANE</b>	<b>C6H12-1</b>

Imagen 10. Lista de componentes



Posteriormente, se eligieron las unidades METCBAR (Unidades métricas con temperatura en grados Celsius y presión en bar) para el caso presente, debido a que la temperatura está reportada en la descripción del proceso y DFP en grados Celsius. Posteriormente, se asigna la composición molar del crudo así como una curva de destilación teórica (TBP por sus siglas en inglés), para la caracterización completa de un aceite. Asimismo la selección del método termodinámico. (Ver imagen 11)

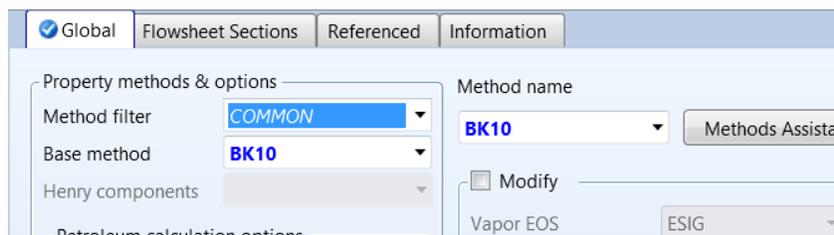


Imagen 11. Selección de modelo termodinámico

Component	Fraction	Gravity	Molecular weight
H2O	0		
CO2	0.00018018		
H2S	0.00018018		
METANO	0.00126126		
ETANO	0.00810811		
PROPANO	0.0347748		
ISOBUTAN	0.0108108		
BUTANO	0.041982		
IPENTAN	0.10991		
PENTANO	0.210811		
22MB	0.0018018		
CP	0.018018		
23MB	0.0162162		
2MP	0.115315		
3MP	0.0810811		
HEXANO	0.246847		
MCP	0.0684685		
24MP	0.00720721		
BENCENO	0.027027		
33MP	0		
CH	0		

Imagen 12. Composición molar del crudo

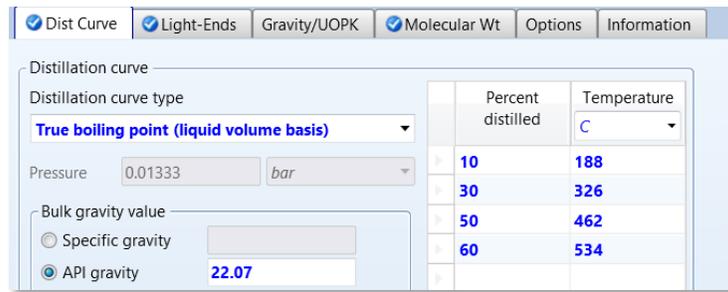


Imagen 13. Curva de destilación

Finalmente se corre el simulador para generar las propiedades físicas de los diversos compuestos y mezcla a lo largo de la simulación.

## Simulación

Se conoce que la parte primordial del proceso de fraccionamiento de crudo es la torre de destilación atmosférica y la torre de vacío, de las cuales se obtienen los productos principales de la refinación, por lo cual su simulación es la parte principal. Los trenes de precalentamiento van implícitos en los intercambiadores involucrados en cada fracción extraída, debido a que el calor generado de cada una es aprovechado en cada intercambiador para el calentamiento del crudo antes de su entrada al horno.

### 1. Corriente de alimentación

Con base a la descripción del proceso y lo mencionado anteriormente, se establece la corriente principal de alimentación del proceso (MAYA) con sus condiciones de temperatura, presión y flujo a la entrada al horno H-10001 AB o salida del intercambiador E-10039AB / E-10040AB. (Ver imagen 14)

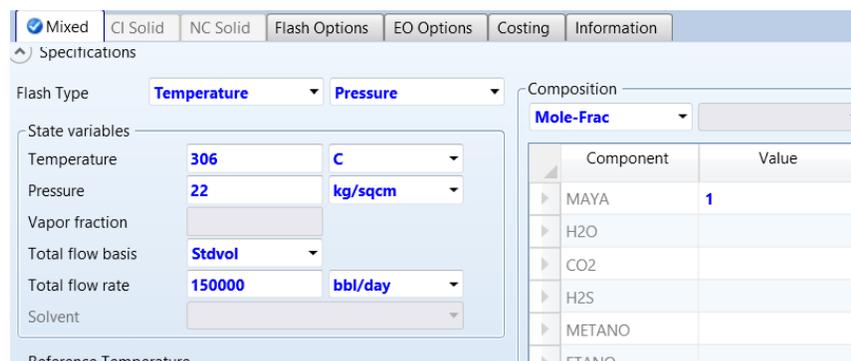


Imagen 14. Corriente de entrada al horno (H-10001 AB)



## 2. Sección de destilación atmosférica

Para la simulación de la torre se tomó de la paleta de equipos de aspen la sección de “columns” de la cual es seleccionada la torre especial para fraccionamiento de petróleo “Petro Frac CDU13F” ya que concuerda con el número de extracciones (cuatro) y su respectivos agotadores, según la Descripción 1.6.

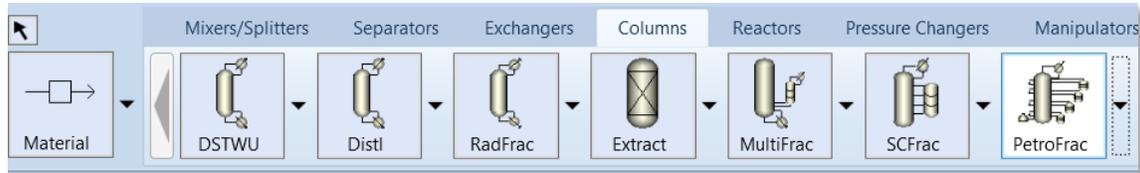


Imagen 15. Paleta de equipos- “Columns”

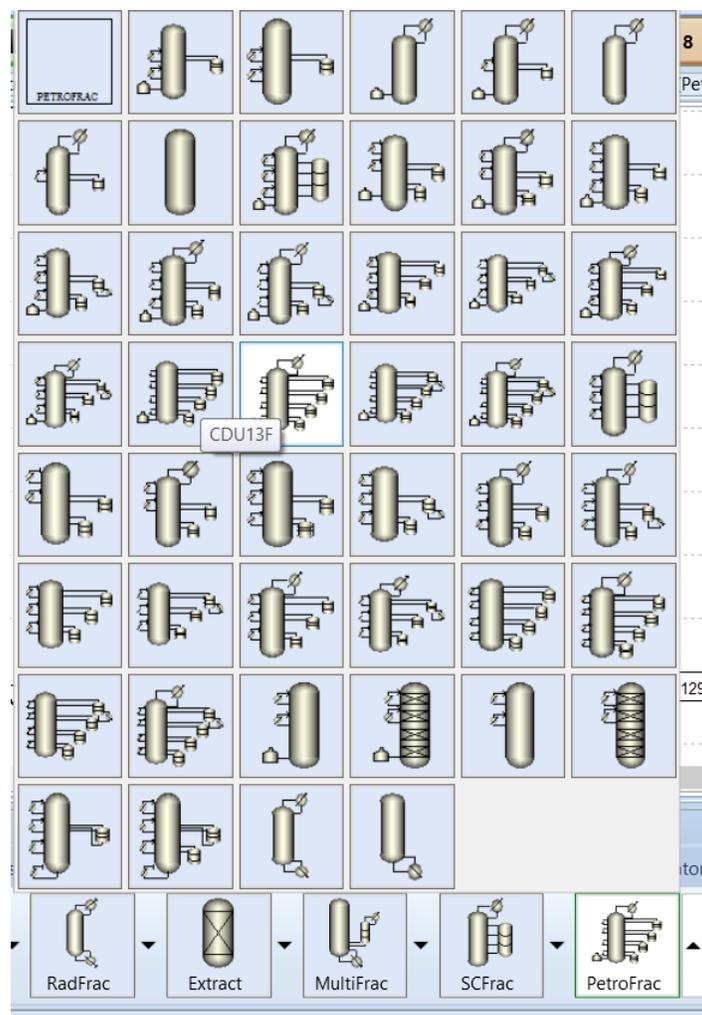


Imagen 16. Selección de la columna “Petro Frac CDU13F”



Una vez seleccionada la torre, se procede a la designación de corrientes de entrada (crudo Maya), extracciones (turbosina, querosina, diesel y GOPA), salida de condensador y fondos (nafta y residuo atmosférico) y servicios auxiliares (vapor sobrecalentado).

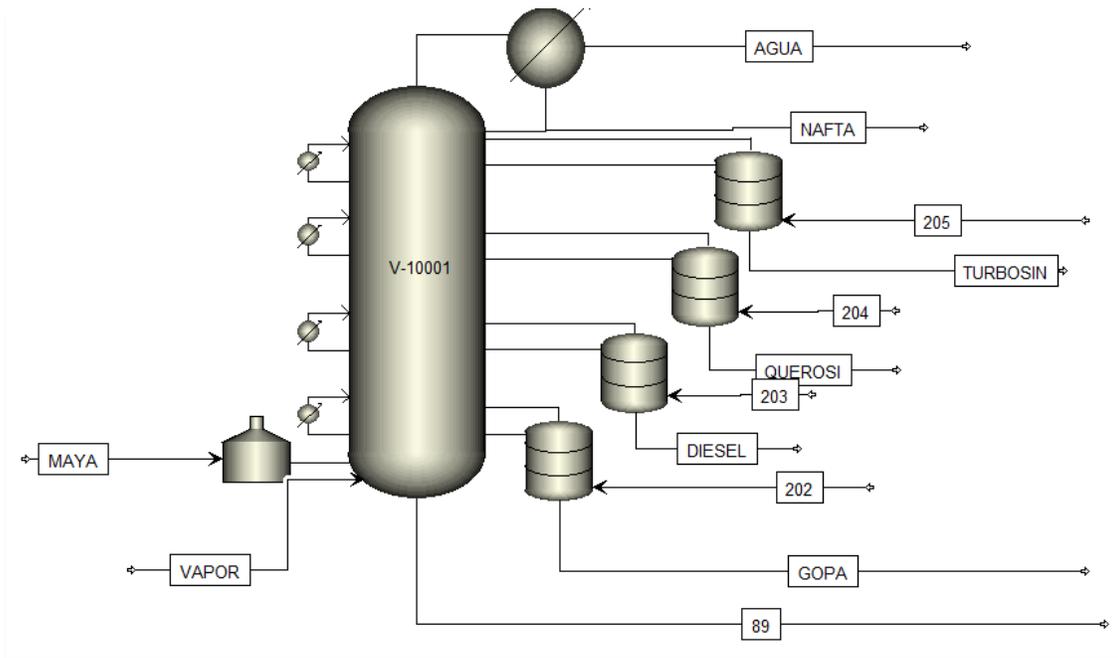


Imagen 17 Designación de corrientes a V-10001



Una vez asignadas las corrientes, se procede a la caracterizar las corrientes se servicios auxiliares con sus respectivas condiciones de temperatura, presión y flujo.

Corriente	Servicio	Temperatura °C	Presión Kg/cm <sup>2</sup>	Flujo BPD
<b>VAPOR1</b>	Vapor sobrecalentado a V-10001	343	2.5	2966
<b>202</b>	Vapor			372
<b>203</b>	sobrecalentado a			411
<b>204</b>	torre de agotadores			129
<b>205</b>	V-10002 / 3 / 4 / 5			405

Tabla 7. Servicios auxiliares de V-10001 / 2 / 3 / 4 / 5

Ya especificadas las corrientes auxiliares, se procede al llenado de datos de la torre (V-10001) y los agotadores (V-10002 / 3 / 4 / 5) con base a la descripción del proceso.

- Torre V-10001  
→ SET UP

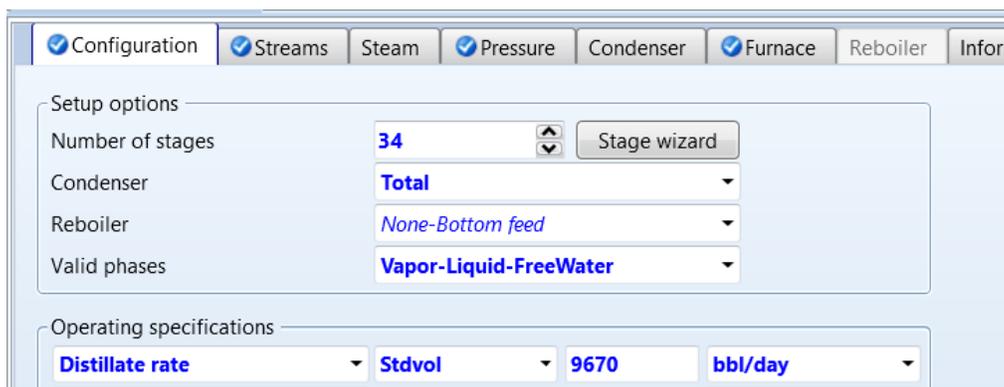


Imagen 18. Configuración de Torre V-10001



Configuration Streams Steam Pressure Condenser Furnace Reboiler Information

Feed streams

Name	Stage	Convention
MAYA	31	Furnace
VAPOR1	34	On-Stage

Product streams

Name	Stage	Phase	Basis	Flow	Units
AGUA	1	Free water	Mole		kmol/hr
NAFTA	1	Liquid	Mole		kmol/hr
89	34	Liquid	Mole		kmol/hr

Imagen 19. Corrientes de entrada en sus respectivas etapas

Configuration Streams Steam Pressure Condenser

View **Top / Bottom**

Top stage / Condenser pressure

Stage 1 / Condenser pressure **2.1** **kg/sqcm**

Stage 2 pressure (optional)

Stage 2 pressure **bar**

Bottom stage pressure or pressure drop for rest of column (optional)

Bottom stage pressure **2.8** **kg/sqcm**

Imagen 20. Presiones de domo y fondo

Configuration Streams Steam Pressure Condenser Furnace Reboiler

Furnace type

Stage duty on feed stage

Single stage flash

Single stage flash with liquid runback

Furnace specification

**Fractional overflash**

**Stdvol** **0.03**

Furnace pressure

**1.9** **kg/sqcm**

Imagen 21. Condiciones de operación del horno H-10001 AB



- Extracciones laterales (*Pumparounds*)

Un *pumparound* consiste en una extracción de una corriente en una columna de destilación; esta extracción se devuelve a un plato específico superior después de un intercambio de calor donde la corriente extraída se enfría.

→ Pumparound 1

Specifications		Heat Streams	Results
Source		Destination	
Draw stage	10	Return stage	8
Drawoff type			
<input checked="" type="radio"/> Partial (enter 2 specifications)			
<input type="radio"/> Total (enter 1 specification only)			
Operating specifications			
Flow	Stdvol	37970	bbl/day
Heat duty		5.97	MMkcal/hr

→ Pumparound 2

Specifications		Heat Streams	Results
Source		Destination	
Draw stage	16	Return stage	14
Drawoff type			
<input checked="" type="radio"/> Partial (enter 2 specifications)			
<input type="radio"/> Total (enter 1 specification only)			
Operating specifications			
Flow	Stdvol	54869	bbl/day
Heat duty		15.23	MMkcal/hr



→ Pumparound 3

Specifications Heat Streams Results

Source  
Draw stage

Destination  
Return stage

Drawoff type  
 Partial (enter 2 specifications)  
 Total (enter 1 specification only)

Operating specifications

Flow	Stdvol	44551	bbl/day
Heat duty		15.22	MMkcal/hr

→ Pumparound 4

Specifications Heat Streams Results

Source  
Draw stage

Destination  
Return stage

Drawoff type  
 Partial (enter 2 specifications)  
 Total (enter 1 specification only)

Operating specifications

Flow	Stdvol	26146	bbl/day
Heat duty		9.21	MMkcal/hr



- Agotadores

→ Agotador de Turbosina

Configuration		Optional Feeds	Liquid Return	Pressure
Setup		Main column connecting stages		
Number of stages	5	Liquid draw	8	
Stripper product	TURBOSIN	Overhead return	7	
Stripping medium				
<input checked="" type="radio"/> Stripping steam	205			
<input type="radio"/> Reboiler duty		cal/sec		
Steam to bottom product ratio (optional)		kg		
Flow specification		Optional reboiler heat streams		
Bottom product		Inlet		
Stdvol	14759	Outlet		
	bbl/day			

→ Agotador de Querosina

Configuration		Optional Feeds	Liquid Return	Pressure
Setup		Main column connecting stages		
Number of stages	4	Liquid draw	13	
Stripper product	QUEROSI	Overhead return	14	
Stripping medium				
<input checked="" type="radio"/> Stripping steam	204			
<input type="radio"/> Reboiler duty		cal/sec		
Steam to bottom product ratio (optional)		kg		
Flow specification		Optional reboiler heat streams		
Bottom product		Inlet		
Stdvol	4500	Outlet		
	bbl/day			



→ Agotador de Diesel

Configuration | Optional Feeds | Liquid Return | Pressure

Setup

Number of stages: 4

Stripper product: DIESEL

Main column connecting stages

Liquid draw: 19

Overhead return: 20

Stripping medium

Stripping steam: 203

Reboiler duty: cal/sec

Steam to bottom product ratio (optional): kg

Flow specification

Bottom product

Stdvol: 15750 bbl/day

Optional reboiler heat streams

Inlet:

Outlet:

→ Agotador de GOPA

Configuration | Optional Feeds | Liquid Return | Pressure

Setup

Number of stages: 4

Stripper product: GOPA

Main column connecting stages

Liquid draw: 25

Overhead return: 26

Stripping medium

Stripping steam: 202

Reboiler duty: cal/sec

Steam to bottom product ratio (optional): kg

Flow specification

Bottom product

Stdvol: 11227 bbl/day

Optional reboiler heat streams

Inlet:

Outlet:

Una vez que se llenaron los datos necesarios del equipo, se corrió la simulación y aseguró que se obtuvieran resultados sin errores y al mismo tiempo; la revisión de las propiedades de temperatura, presión y flujo de las corrientes de salida fuesen similares a las teóricas.



### 3. Sección de vacío

Para la simulación de la torre de vacío, se eligió de la misma sección de “*columns*”, donde la torre para fraccionamiento de residuo atmosférico seleccionada fue “*Petro Frac VACUUM2F*”, al concordar con lo descrito en el punto 2.

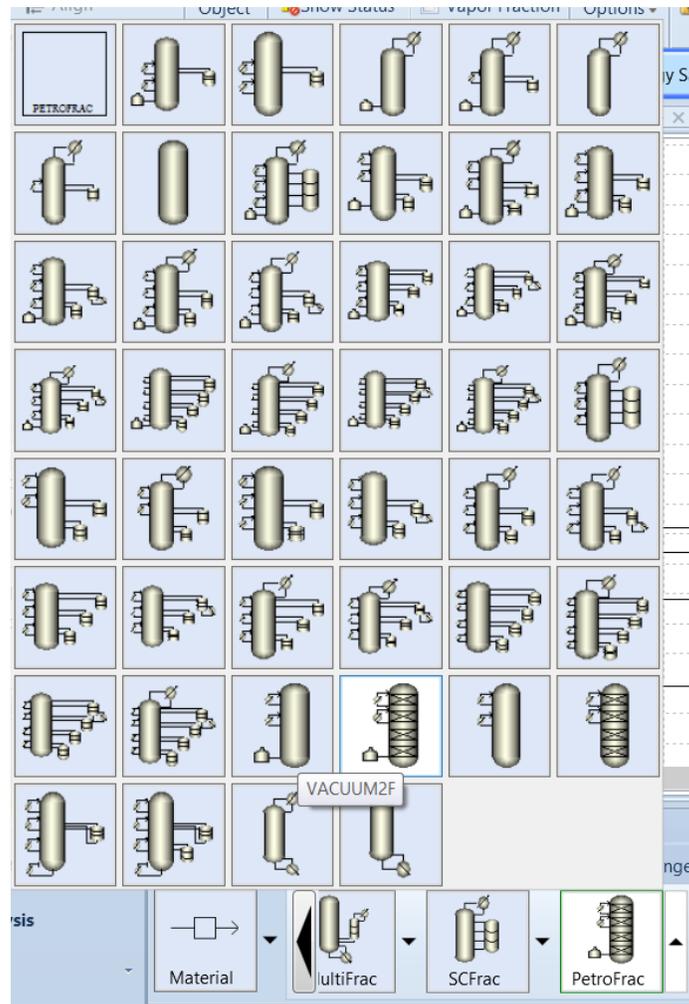


Imagen 22. Selección de la columna “Petro Frac VACUUM2F”



Una vez seleccionada la torre, se procede a la designación de corrientes de entrada (Residuo atmosférico), extracciones (GOLV y GOPA), salida de domo y fondos (vapores y residuo de vacío) y servicios auxiliares (vapor de media presión).

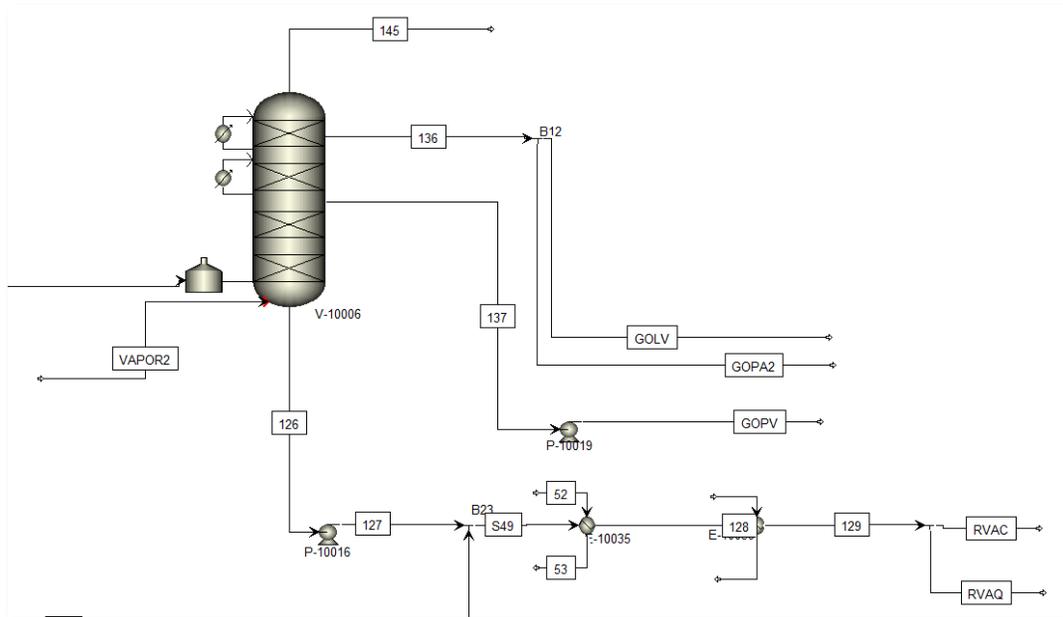


Imagen 23. Designación de corrientes a V-10006

Una vez asignadas las corrientes, se procede a caracterizar las corrientes de servicios auxiliares con sus respectivas condiciones de temperatura, presión y flujo.

Corriente	Servicio	Temperatura °C	Presión Kg/cm <sup>2</sup>	Flujo BPD
VAPOR2	Vapor media presión a V-10006	343	2.5	634

Tabla 8. Servicio auxiliar de V-10006



Una vez especificadas las corrientes auxiliares, se procede al llenado de datos de la torre (V-10006) con base a la descripción del proceso.

- Torre V-10006

→ SET UP

Configuration | Streams | Steam | Pressure | Condenser | Furnace

Setup options

Number of stages: 10 [Stage wizard]

Condenser: None-Top pumparound

Reboiler: None-Bottom feed

Valid phases: Vapor-Liquid

Operating specifications

Imagen 24. Configuración de Torre V-10006

Configuration | Streams | Steam | Pressure | Condenser | Furnace | Reboiler | Information

Feed streams

Name	Stage	Convention
90A	7	Furnace
VAPOR2	10	On-Stage

Product streams

Name	Stage	Phase	Basis	Flow	Units
145	1	Vapor	Mole		kmol/hr
136	2	Liquid	Stdvol	12996	bbbl/day
137	4	Liquid	Stdvol	18700	bbbl/day
126	10	Liquid	Mole		kmol/hr

Imagen 25. Corrientes de entrada en sus respectivas etapas



Configuration Streams Steam Pressure Condenser F

View **Top / Bottom**

Top stage / Condenser pressure

Stage 1 / Condenser pressure **10** mmHg

Stage 2 pressure (optional)

Stage 2 pressure bar

Bottom stage pressure or pressure drop for rest of column (optional)

Bottom stage pressure **36** mmHg

Stage pressure drop bar

Column pressure drop bar

Imagen 26. Presiones de domo y fondo

Al igual que la Torre V-10001, una vez llenados los datos necesarios del equipo, se corrió la simulación y aseguró que saliera sin errores y al mismo tiempo, la revisión de las propiedades de temperatura, presión y flujo de las corrientes de salida fuesen similares a las teóricas.

Configuration Streams Steam Pressure Condenser Furnace Reboiler Informa

Furnace type

Stage duty on feed stage

Single stage flash

Single stage flash with liquid runback

Furnace specification

Furnace temperature **407** C

Furnace pressure **134** mmHg

Imagen 27. Condiciones de operación de H-10002 AB

Para que la simulación sea válida, los cálculos completos de la simulación deben de ser obtenidos sin advertencias o errores, es decir que al correr la simulación completa no haya algún tipo de error en los equipos, se cumpla el balance de materia y energía, asimismo concordar con los datos reales obtenidos de la planta, de tal forma corroborar que la simulación del proceso haya sido realizada correctamente.



Ambas simulaciones son consecutivas, debido a que la corriente de residuo atmosférico es la que entra a la torre de vacío (V-10006). Por lo tanto, la simulación se corre con ambas torres obteniéndose resultados completos listos para la comparación con los datos reportados.

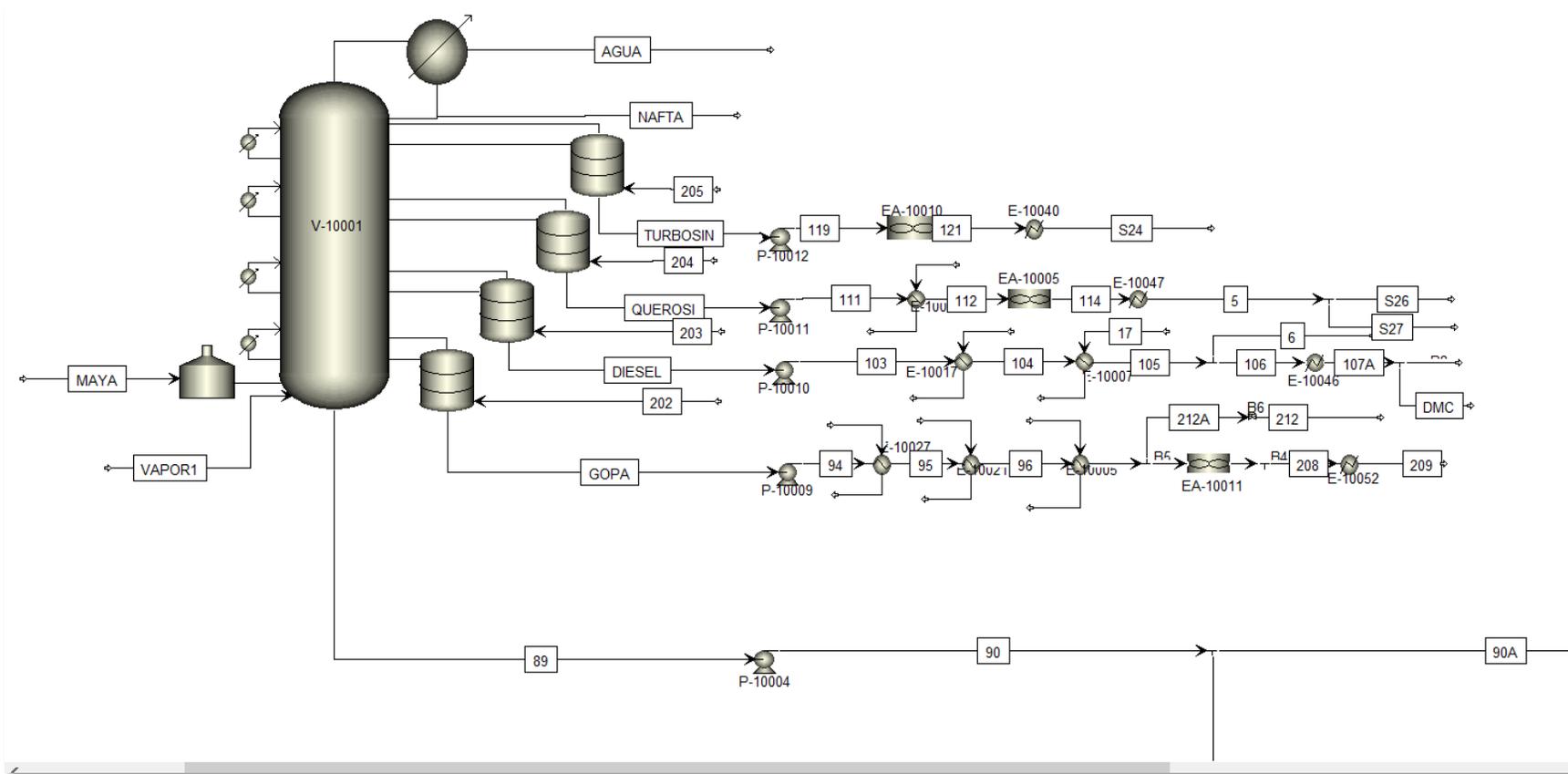


Imagen 28. Vista general del simulador de la sección de destilación atmosférica.





# **Capítulo IV**

## **Resultados**



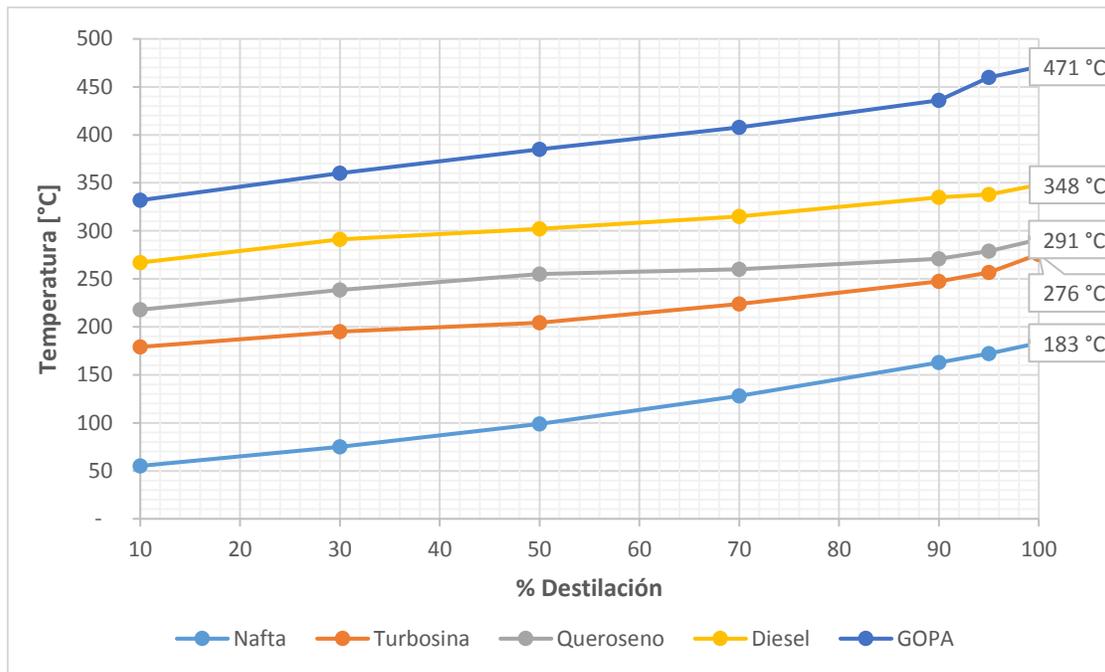
## Resultados

Al término de la simulación de ambas secciones (destilación atmosférica y vacío), fue realizado un comparativo entre los resultados obtenidos en la simulación y los datos teóricos para validar la simulación, verificando lo acertado del manejo correcto del simulador.

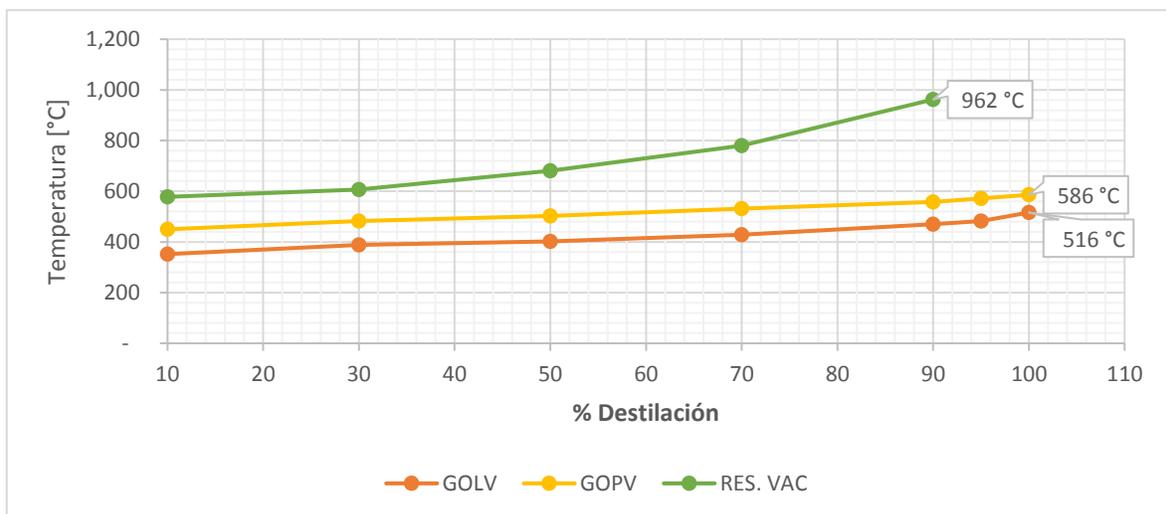
Para comparar los resultados se tomaron las temperaturas reales de ebullición (TBP), ya que dicha información sirve para saber si las temperaturas de corte obtenidas en la simulación son aproximadamente las mismas a las de cada fracción en la torre según los datos teóricos. Además de ser una de las propiedades más importantes del proceso de destilación al dar una aproximación de la composición del crudo.

Las temperaturas de corte pueden ser obtenidas en el simulador en cada una de las corrientes de los productos obtenidos con la siguiente secuencia: clic derecho en la corriente del producto→Analysis→Distillation, obteniendo una tabla con los datos de TPB en función del %Destilación.

Asimismo, repitiendo el mismo paso para todos los productos de la Columna de Destilación Atmosférica V-10001 y Columna de Destilación al Vacío V-10006, con dichos resultados se realizó una gráfica con las curvas de destilación de las fracciones obtenidas en el simulador.



Gráfica 2. Curvas de destilación de las fracciones obtenidas de la columna de destilación



Gráfica 3. Curvas de destilación de las fracciones obtenidas de la columna de destilación vacío V-10006



Para cada curva de destilación de cada fracción fue realizada la comparación de TBP de la simulación con su homólogo de la ASTM D86, para el cálculo del porcentaje de error se ocupa la ecuación siguiente:

$$\%error = \left| \frac{valor_{teórico} - valor_{AspenPlus}}{valor_{teórico}} \right| \times 100$$

Considerando un valor aceptable de desviación cerca del 10% entre los valores de ASME con Aspen Plus.

Como se mencionó desde el objetivo, los productos obtenidos en la simulación de la refinación de crudo maya 100% fueron gas húmedo, gasolina inestabilizada, turbosina, queroseno, diésel, gasóleo pesado atmosférico (GOPA), gasóleo ligero de vacío (GOLV), gasóleo pesado de vacío (GOPV) y residuo de vacío, verificando que el balance de materia haya sido cumplido respecto a los flujos establecidos de cada producto.

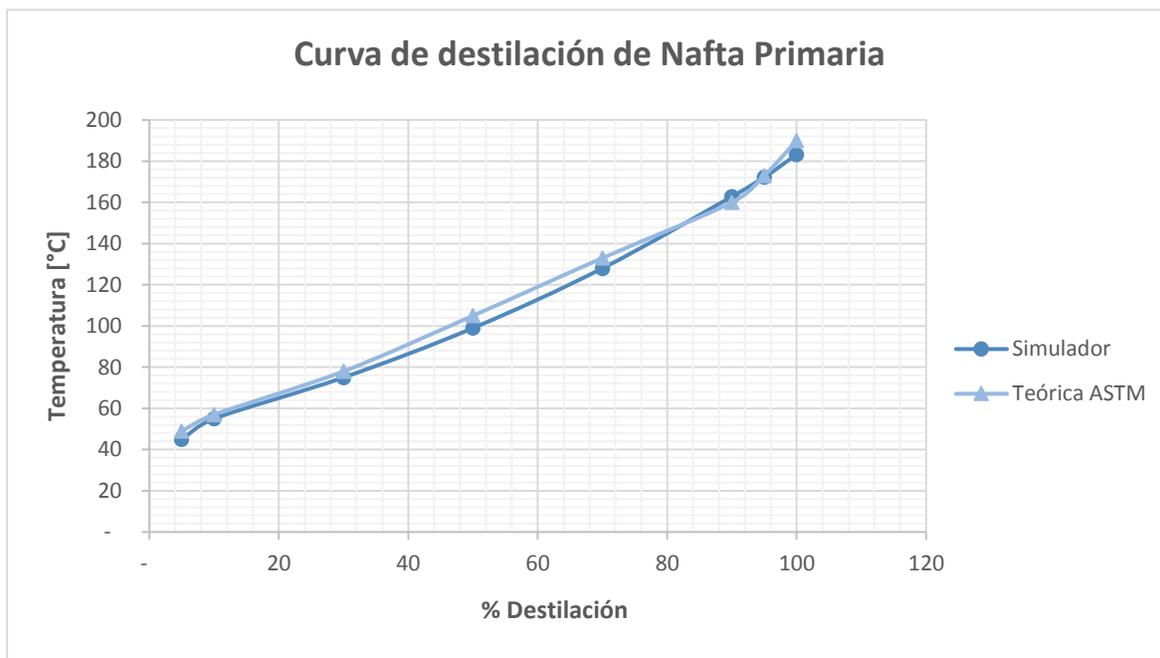


- **Nafta primaria**

Producto de la condensación del vapor del domo de la columna.

% Destilación	TPB [°C]		%error
	ASTM D86	Aspen Plus	
TIE	- 37	- 35	5%
5	49	45	8%
10	57	55	4%
30	78	75	4%
50	105	99	6%
70	133	128	4%
90	160	163	2%
95	173	172	0%
TFE	190	183	4%

Tabla 9. Tabla comparativa de TBP de Nafta Primaria



Gráfica 4 Comparación de curvas de destilación de Nafta Primaria

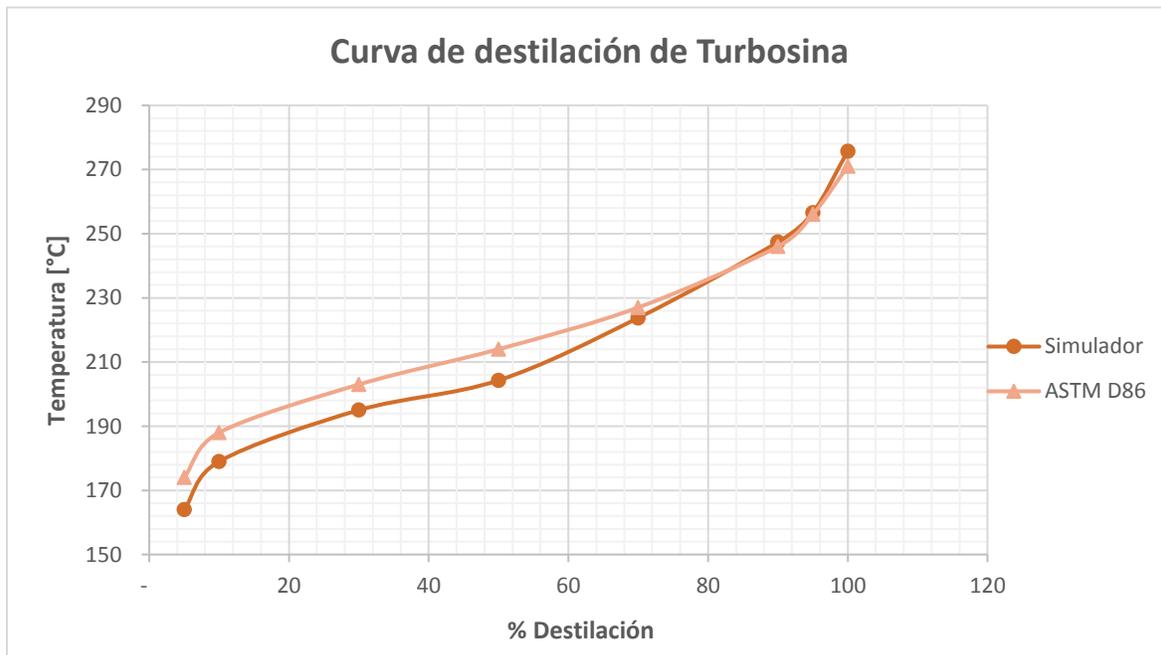


- **Turbosina**

Producto de la Torre Agotadora o Rectificadora de Turbosina V-10005

% Destilación	TPB [°C]		%error
	ASTM D86	Aspen Plus	
TIE	138	130	6%
5	174	164	6%
10	188	179	5%
30	203	195	4%
50	214	204	5%
70	227	224	1%
90	246	247	1%
95	256	257	0%
TFE	271	276	2%

Tabla 10. Tabla comparativa de Turbosina



Gráfica 5. Comparación de curvas de destilación de Turbosina

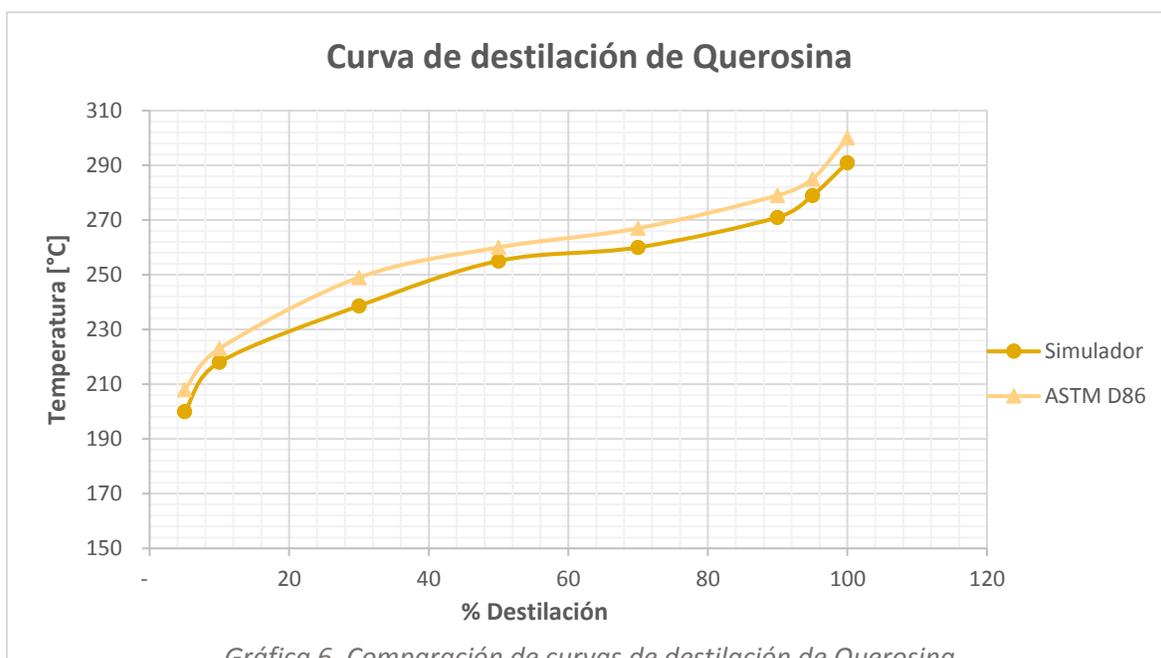


- **Queroseno**

Producto de la Torre Agotadora o Rectificadora de Queroseno V-10004

% Destilación	TPB [°C]		%error
	ASTM D86	Aspen Plus	
TIE	168	155	8%
5	208	200	4%
10	223	218	2%
30	249	239	4%
50	260	255	2%
70	267	260	3%
90	279	271	3%
95	285	279	2%
TFE	300	291	3%

Tabla 11. Tabla comparativa de TBP de Nafta Primaria



Gráfica 6. Comparación de curvas de destilación de Querosina.

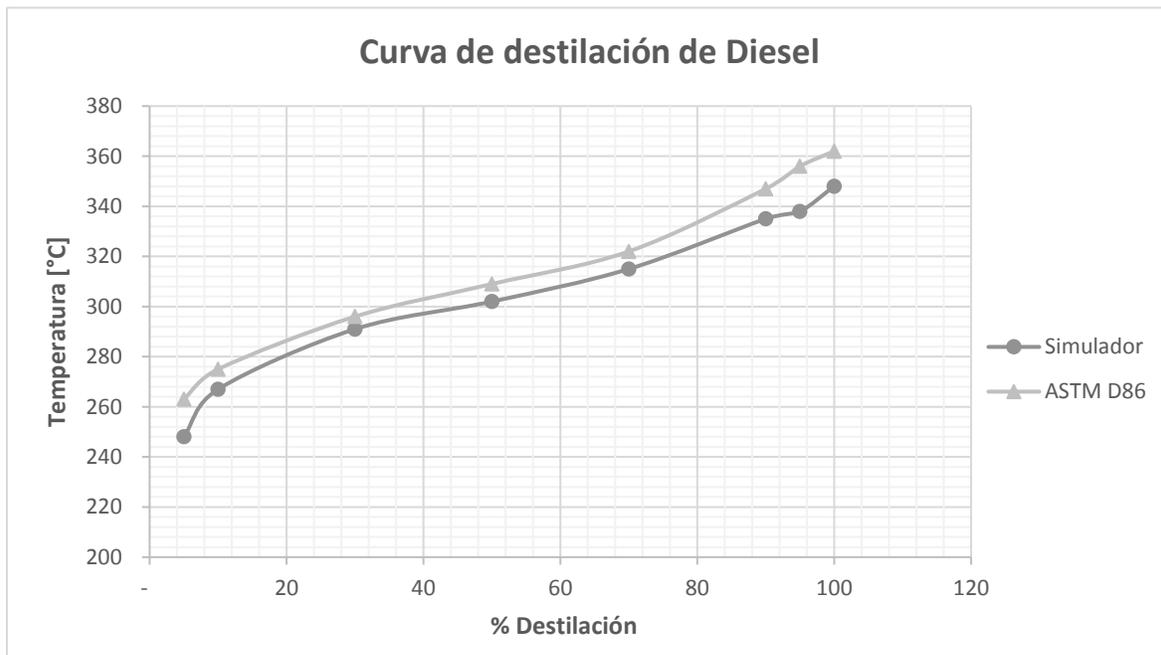


- **Diesel**

Producto de la Torre Agotadora o Rectificadora de Diesel V-10003

% Destilación	TPB [°C]		%error
	ASTM D86	Aspen Plus	
TIE	223	215	4%
5	263	248	6%
10	275	267	3%
30	296	291	2%
50	309	302	2%
70	322	315	2%
90	347	335	3%
95	356	338	5%
TFE	362	348	4%

Tabla 12. Tabla comparativa de TBP de Diesel



Gráfica 7. Comparación de curvas de destilación de Diesel

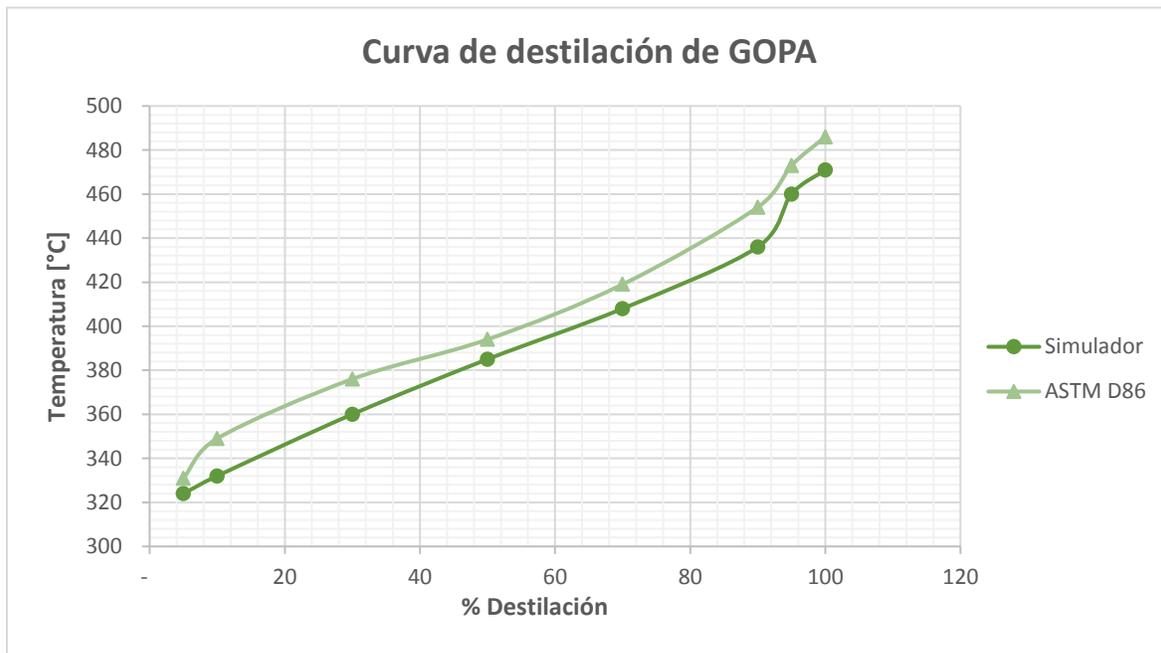


- **GOPA**

Producto de la Torre Agotadora o Rectificadora de GOPA V-10002

% Destilación	TPB [°C]		%error
	ASTM D86	Aspen Plus	
TIE	282	276	2%
5	331	324	2%
10	349	332	5%
30	376	360	4%
50	394	385	2%
70	419	408	3%
90	454	436	4%
95	473	460	3%
TFE	486	471	3%

Tabla 13. Tabla comparativa de TBP de GOPA



Gráfica 8. Comparación de curvas de destilación de GOPA

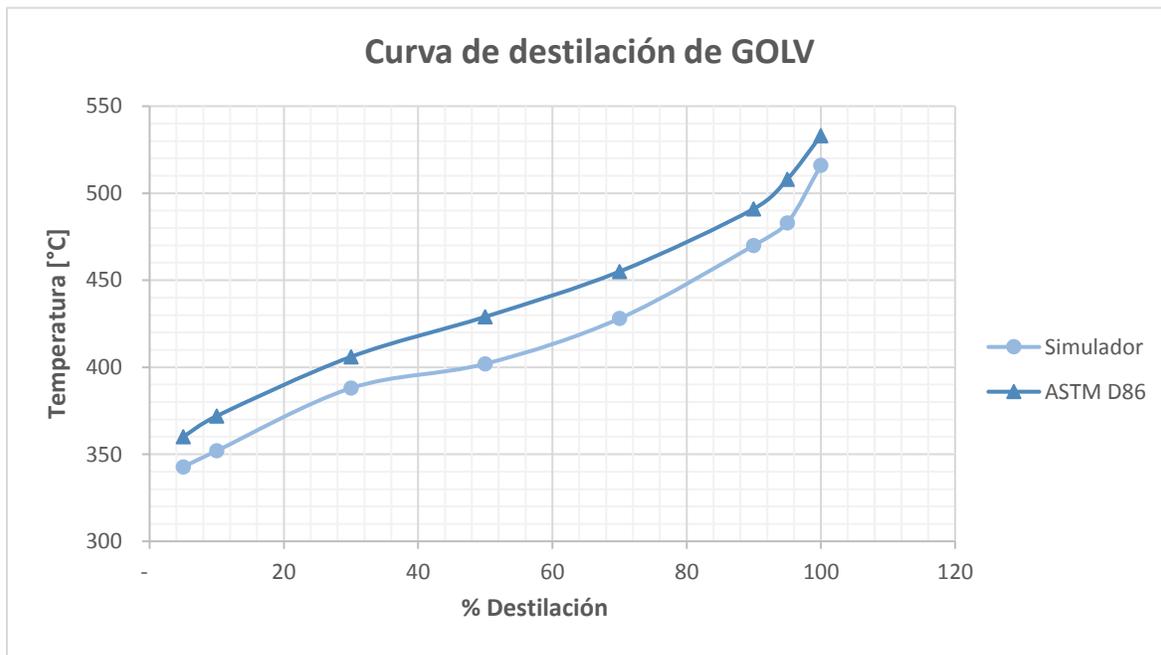


- GOLV**

Producto de Columna de Vacío V-10006

% Destilación	TPB [°C]		%error
	ASTM D86	Aspen Plus	
TIE	322	315	2%
5	360	343	5%
10	372	352	5%
30	406	388	4%
50	429	402	6%
70	455	428	6%
90	491	470	4%
95	508	483	5%
TFE	533	516	3%

Tabla 14. Tabla comparativa de TBP de GOLV



Gráfica 9. Comparación de curvas de destilación de GOLV

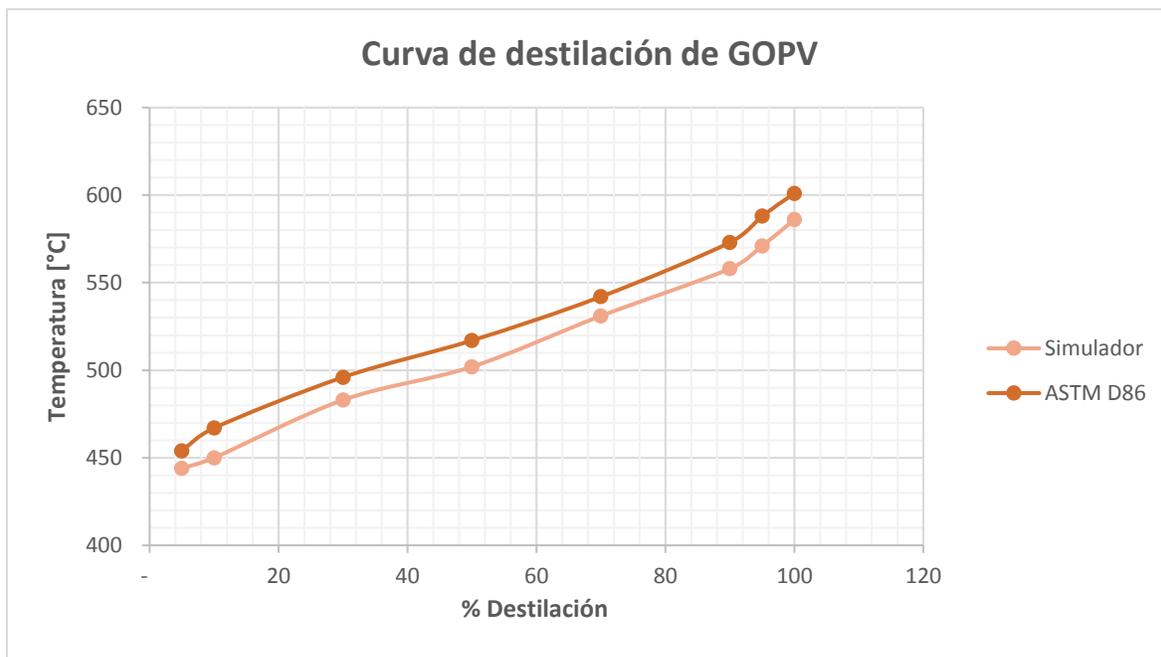


- **GOV**

Producto de Columna de Vacío V-10006

% Destilación	TPB [°C]		%error
	ASTM D86	Aspen Plus	
<b>TIE</b>	421	402	5%
<b>5</b>	454	444	2%
<b>10</b>	467	450	4%
<b>30</b>	496	483	3%
<b>50</b>	517	502	3%
<b>70</b>	542	531	2%
<b>90</b>	573	558	3%
<b>95</b>	588	571	3%
<b>TFE</b>	601	586	2%

Tabla 15. Tabla comparativa de TBP de GOV



Gráfica 10. Comparación de curvas de destilación de GOV

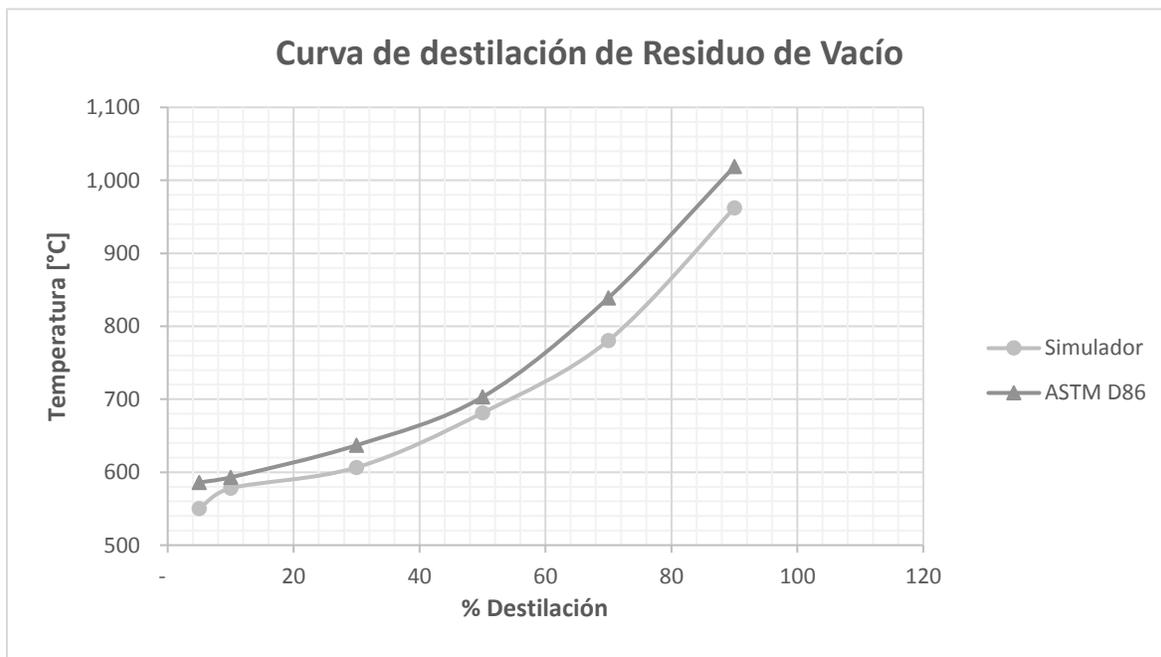


- **Residuo de vacío**

Producto de Columna de Vacío V-10006

% Destilación	TPB [°C]		%error
	ASTM D86	Aspen Plus	
TIE	559	526	6%
5	586	550	6%
10	593	578	3%
30	637	607	5%
50	703	681	3%
70	839	781	7%
90	1,019	962	6%
95			
TFE			

Tabla 16. Tabla comparativa de TBP de Residuo de Vacío



Gráfica 11. Comparación de curvas de destilación de RES.VAC



# **Capítulo V**

## **Análisis de Resultados**





## Análisis de resultados

Cabe señalar que la corriente principal de proceso puede diferir con los resultados reportados debido a que no se tiene la composición real del crudo, por lo tanto, se realizó una composición aproximada con base a lo reportado en la literatura sobre la composición que pudiese tener el crudo maya.

Con base a los resultados obtenidos, la simulación realizada es aceptable debido a que su desviación en ningún caso fue mayor a 10%, sin embargo, para tener resultados más cercanos es necesario tener más información del diseño de las torres.

Las posibles diferencias entre resultados pueden ser que el diseño y los datos con los que fue realizada la simulación son mayores a 5 años en comparación a la base de datos que tenga Aspen V.8, los cuales son actualizados anualmente.

Considerando que es una simulación de la planta, los datos obtenidos no pueden ser utilizados para fines industriales debido a que la información total en cada refinería es confidencial, la cual permite mejores resultados con los softwares o programas utilizados en PEMEX.

La simulación es muy sensible al cambio de datos en los equipos, por ejemplo, en la sección de agotadores se puede especificar cuanto se quiere obtener en los fondos obteniendo resultados distintos a los esperados, sin embargo, el utilizado en la simulación es según las especificaciones de diseño. Así como en los agotadores, un cambio en alguna especificación en las torres puede variar los resultados, como por ejemplo las TBP salgan más altas o bajas a las reportadas. Todos los cambios realizados pueden ser aceptados siempre y cuando la simulación corra de manera adecuada y sin errores.

Mediante la descripción del proceso alineada con los diagramas de flujo de proceso, se pudo realizar la simulación con una secuencia lógica y entendible para explicar el principal funcionamiento de la primera etapa de refinación del crudo en una refinería, obteniendo productos principales que posteriormente son procesados y



purificados en otras plantas dentro de la misma, para obtener productos de alta calidad para su venta posterior.

Se puede añadir que los productos obtenidos en los agotadores y los del domo atmosférico, descrito con anterioridad en la descripción de proceso, cumplen su función al ser utilizados para usar su calor en el precalentamiento del crudo, de tal forma que este calor sea lo suficientemente aprovechado para que el crudo alcance su temperatura adecuada antes de entrar al horno, al igual que el aprovechamiento del calor con los intercambiadores de las extracciones laterales que buscan enfriar y condensar parcialmente los vapores que fluyen hacia arriba para mantener una temperatura óptima dentro de la torre. De esta forma es aprovechado íntegramente el calor de las corrientes sin necesidad de una fuente externa de calentamiento y con el avance de nuevas tecnologías será posible aumentar este aprovechamiento.



# **Capítulo VI**

## **Conclusiones**



## Conclusiones

- Se cumplió el objetivo principal al haber realizado una Simulación de la Planta Combinada U-10000, de la Refinería “General Lázaro Cárdenas”, Minatitlán, Veracruz, de manera exitosa y sin errores, utilizando y comparando con datos reales de la planta. Con dichos resultados se puede analizar y ver las posibles mejoras a la simulación para obtener los resultados más cercanos o mejores a los reportados.
- Se cumplió la alineación de documentos de ingeniería de procesos como la descripción de proceso y los diagramas de flujo de proceso, así mismo la secuencia y parecido coherente con el simulador.
- Los resultados obtenidos no tuvieron una desviación mayor a 10%, por lo cual es aceptable la simulación.
- La elaboración de la simulación permitió ver los posibles puntos de modificación en ella para la obtención de mejores resultados.
- Gracias a este proyecto de índole académico, se puede ver como futuro Ingeniero la complejidad que tiene una planta dentro de una refinería, dado que su funcionalidad está compuesta por el trabajo de varios ingenieros que logran posible un proyecto.
- Con este proyecto se mejoró la habilidad de manejo del simulador al ser una herramienta de gran ayuda utilizada en los últimos semestres de la carrera, respecto a la rapidez del llenado de datos y ajuste de datos en los equipos.
- Finalmente, este trabajo puede servir de guía para profesores y alumnos acerca de la destilación atmosférica del petróleo, así como el uso del simulador como herramienta.



## Bibliografía

- H. Gary, James, Handwerk, Gleen E. y Kaiser, Mark J, *Petroleum Refining. Technology and Economics*, CRC Press, Fifth Edition, 2007.
- Jones, David S.J y Pujado, Peter R. (2006). *Handbook of Petroleum Processing*, Países Bajos: Springer, 2006.
- Eric Carlson, “*Don’t gamble with physical properties for simulations*”, Chem. Eng. Prog. October 1996, pag 35 -46.
- Dimian, A. C. *Integrated Design and Simulation of Chemical Processes, Computer-Aided Chemical Engineering Series, Volume 13*, 2003
- *Aspen Plus User Guide, Version 10.2, Aspen Technology, Inc.*, recuperada de: <https://web.ist.utl.pt/ist11038/acad/Aspen/AspUserGuide10.pdf>
- Base de datos de Aspen Plus, método BK10.
- “Tipos de Petróleo” recuperado de: <http://www.imp.mx>
- La primera refinería de Latinoamérica Refinería Gral. Lázaro Cárdenas recuperado de: <http://www.ref.pemex.com>
- Procesos que constituyen una refinería, recuperada de: <http://www.industriapetroleramexicana.com>
- Refinación, recuperada de: <https://www.gob.mx>.
- Rodríguez Castañeda Presentación PPT “*Simulación de procesos*”, recuperada de: <http://amyd.quimica.unam.mx>
- Presentación PPT “*Métodos termodinámicos en simuladores de procesos*”, recuperada de: <http://www.cartagena99.com>.