



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE  
MÉXICO**

---

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**GENERACIÓN DEL ESQUEMA DE SIMULACIÓN DE LA PLANTA  
PRIMARIA I DE LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAXACA**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE**

**INGENIERA QUÍMICA**

**PRESENTA**

**Sicilia Sinaí Segoviano Murillo**



**MÉXICO, D.F.**

**2008**



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:** Prof. Manuel Vázquez Islas

**VOCAL:** Prof. Celestino Montiel Maldonado

**SECRETARIO:** Prof. Alejandro Villalobos Hiriart

**1er SUPLENTE:** Prof. Martín Rivera Toledo

**2do SUPLENTE:** Prof. José Luis Zaragoza Gutiérrez

**SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:**

**Departamento de Ingeniería Química de la Facultad de Química, UNAM, Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos.**

**Asesor de Tema**

**Sustentante**

---

**I.Q. Celestino Montiel Maldonado**

---

**Sicilia Sinaí Segoviano Murillo**

# *Dedicatorias*

*A Dios, por siempre estar a mi lado, por ayudarme a superar las pruebas que me pone la vida y aprender de ellas para llegar a ser una mejor persona. Por bendecirme con una gran familia de la cual me siento muy orgullosa y por poner en mi camino a tanta gente buena y a los grandes amigos que siempre han estado conmigo.*

*A mis Padres, por todo su trabajo y dedicación, por darnos siempre atención, amor y apoyo.*

*Por todos los sacrificios que han hecho por mí y mis hermanas. Gracias por ser pacientes conmigo, por cuidarme, escucharme y educarme. Gracias por dedicar tanto tiempo de su vida a sus hijas y por trabajar tanto por nosotras.*

*A mis hermanas:*

*Saby: gracias por siempre escucharme y animarme en los momentos tristes  
Sely: gracias por siempre estar conmigo, por creer en mí y por siempre tratar de ayudarme.*

*A mis abuelos:*

*Inés y Abraham, aunque ya no están conmigo, los recuerdo con mucho cariño y sé que desde el cielo me cuidan.  
Abuelita Lore y Abuelito Lore, por convertir las vacaciones en un motivo para reunir a la familia, los quiero mucho.*

*A mis tías, tíos y especialmente a mis primos, por hacerme reír y sentir que todavía soy una niña: Yared, Kemberly, Rogelio, Christian, Diego, Keithie, Alex, Chuyito, Yuniba, Sofi, Endrick y los que faltan...*

*A mis mejores amigas, Griss y Male, por ser compañeras de toda la vida en las que sé que puedo confiar y que nunca me han abandonado. Gracias por estar conmigo en los momentos de alegría y de tristeza.*

*A mis amigos:*

*Javis, gracias por ser el mejor amigo. Por escucharme, por estar a mi lado y por siempre tratar de entenderme.*

*María, Anita, Ileana y Laura, por ser las mejores amigas que pude haber encontrado en la facultad. Gracias por animarme y acompañarme cuando las cosas se ponían difíciles.*

*A todos los amigos y compañeros de la facultad: Jorge, Ale, Montse, Carmen, Eliseo, Carlos, Ángeles, Gaby, Meché, Gaby V, Arturo, Israel, Joel, Virginia, Emily, Erick, Akemi, Mike, Paul, Marcos, Juan y a cada uno de los compañeros con los que en algún momento conviví.*

# *Agradecimientos*

*A mi asesor I.Q. Celestino Montiel por permitirme trabajar con él, por sus consejos, enseñanzas y por la ayuda proporcionada para realizar esta tesis.*

*A mis maestros:*

*A todos aquellos maestros que durante la carrera, fueron una inspiración para mí, y que representan un ejemplo a seguir como Ingeniero Químico.*

*I.Q. Manuel Vázquez Islas por sus cuestionamientos y sugerencias que me ayudaron a tener una mejor preparación para mi examen.*

*I.Q. Alejandro Villalobos Hiriart por impulsarme a realizar un mayor análisis, por el interés y el apoyo mostrado para enriquecer este trabajo de tesis.*

*I.Q. José Luis Zaragoza Gutiérrez, por el tiempo y el interés en que sus alumnos aprendan y entiendan. Gracias por su ayuda y por la información proporcionada para complementar este trabajo.*

*A la Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime de Salina Cruz, Oaxaca:*

*Ing. José Dolores Nuñez por darse el tiempo para recibirme y permitirme realizar la visita a la Refinería.*

*Ing. Jaime Bracamontes Pérez, por sus atenciones, su disponibilidad y apoyo.*

*Ing. Rafael Osuna, por resolver mis dudas y dedicarme un poco de su tiempo para mostrarme las instalaciones de la Planta Primaria I.*

*Ing. Asunción Carlock, muchas gracias por tu amabilidad, tiempo y atenciones.*

*Gracias a cada una de las personas que dentro y fuera de la Refinería de Salina Cruz, hicieron que este viaje fuera para mí no sólo de aprendizaje en el sentido profesional sino personal.*

*Gracias a PEMEX-Refinación por la información y apoyo recibido para la elaboración de este trabajo de tesis.*

---

# Índice

---

	Página
<b>1 INTRODUCCIÓN</b>	<b>1</b>
1.1 Objetivo	2
<b>2 GENERALIDADES</b>	<b>3</b>
2.1 Composición del Crudo	3
2.1.1 Hidrocarburos	4
2.1.1.1 Parafinas	4
2.1.1.2 Naftenos	6
2.1.1.3 Aromáticos	6
2.1.1.4 Olefinas	6
2.1.2 Compuestos de azufre	7
2.1.3 Compuestos oxigenados	8
2.1.4 Compuestos nitrogenados	8
2.1.5 Compuestos organometálicos	8
2.1.6 Sales	9
2.1.7 Agua y Sedimentos	9
2.2 Tipos de Crudo	10
2.3 Métodos de Análisis de Crudo	12
2.3.1 Método TBP (True Boiling Point)	13
2.3.2 Método ASTM D86	14
2.4 Caracterización de Crudo y sus Fracciones	14
2.4.1 Densidad	15
2.4.2 Viscosidad	16
2.4.3 Compuestos Ligeros	16
2.4.4 Factor de Caracterización $K_{UOP}$ o Factor de Watson $K_w$	16
2.5 Ecuaciones de Estado	17
2.6 Refinación del Crudo	19
2.6.1 Destilación del Crudo	21
2.6.1.1 Destilación Atmosférica	22
2.6.1.2 Destilación al Vacío	26
2.6.1.3 Fracciones del Petróleo	28
<b>3 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I</b>	<b>32</b>
3.1 Localización de la Planta	32
3.2 Descripción del Proceso	34
3.2.1 Pre calentamiento del Crudo Salado	34
3.2.2 Proceso de Desalado	35
3.2.3 Pre calentamiento del Crudo Desalado	36
3.2.4 Proceso de Despuntado del Crudo	38
3.2.5 Calentamiento del Crudo Despuntado	39
3.2.6 Destilación Atmosférica y Agotamiento	40
3.2.7 Destilación al Vacío	43
3.3 Servicios Auxiliares	43
3.4 Agentes Químicos	45
3.5 Desfogue Húmedo	46

	Página
<b>4 SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I</b>	<b>49</b>
4.1 Descripción del Simulador	49
4.2 Esquema de Simulación	49
<b>5 RESULTADOS</b>	<b>60</b>
<b>6 ANÁLISIS DE RESULTADOS</b>	<b>66</b>
6.1 Análisis de Cuellos de Botella	76
6.1.1 Intercambiadores de Calor	78
6.1.2 Desaladoras	79
6.1.3 Condensadores del Sistema de Eyectores	80
<b>7 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</b>	<b>84</b>
<b>ANEXO</b>	
<b>CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO</b>	<b>88</b>
<b>GLOSARIO</b>	<b>91</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>96</b>



# 1

# INTRODUCCIÓN

---

El petróleo es una mezcla de hidrocarburos que por sí misma tiene poco valor comercial comparado con el que tienen los productos derivados de éste, que se han convertido en indispensables en nuestra vida diaria, ya sea obtenidos directamente de su refinación o aquellos que son producto de la industria petroquímica. La destilación es el primer paso en el proceso de refinación del crudo. Normalmente este proceso ocurre en dos etapas, la destilación atmosférica, a partir de la cual se obtienen productos como la Nafta, Turbosina, Querosina, Diesel y Gasóleo Primario; y la segunda etapa, que es la destilación al vacío, en la cual se destila el residuo atmosférico para finalmente obtener Gasóleo ligero y pesado de vacío. Estos cortes son posteriormente transformados mediante procesos basados principalmente en el cambio de tamaño y estructura de las moléculas (cracking, reformación, alquilación, isomerización), para obtener mayor rendimiento y gasolinas de mayor octanaje. De igual manera los diferentes cortes pasan por una serie de tratamientos y procesos de separación para eliminar compuestos indeseables que disminuyen la calidad de los productos. Una refinería es una planta en la cual se llevan a cabo todos los procesos antes mencionados de una forma eficiente, aplicando las normatividades correspondientes.

En México el Sistema Nacional de Refinerías está conformado por 6 refinerías. La Refinería “Antonio Dovalí Jaime” de Salina Cruz, Oaxaca, es objeto de estudio del presente trabajo, en particular en lo que se refiere a la planta Primaria y de Alto Vacío I. En el 2006, el proceso de destilación primaria en la Refinería de Salina Cruz registró la mayor capacidad de dicho proceso con un 21.4% del total del sistema de refinerías. De igual manera, esta refinería mostró la mayor elaboración de combustibles, ubicando su participación en 23.1% del total de la oferta interna durante el 2006. La producción de petrolíferos está sujeta a la disponibilidad real de los equipos, así como a la





## 1. INTRODUCCIÓN

estabilización y optimización de los procesos, mantenimientos no programados y desempeño operativo, lo que influye en gran medida en los rendimientos obtenidos. No obstante, debido al alto costo que implicaría desarrollar nuevas infraestructuras de refinación del petróleo, las refinerías existentes enfocan su atención a realizar mejoras o conversiones, es decir optimizar los procesos existentes para incrementar los beneficios económicos de la planta. La simulación de procesos juega un papel importante en el apoyo de iniciativas para manejar eficiencias y reducir costos, especialmente ahora que los modelos de simulación pueden tener un impacto significativo más allá del enfoque tradicional al diseño de procesos. La tecnología proporcionada por un simulador proporciona la precisión y confiabilidad necesaria para lograr un plan óptimo de operación. El uso de optimizadores y simuladores, en la puesta en operación de unidades y en la corrección de problemas en las instalaciones, permite la realización de un análisis de los parámetros de desempeño y de diseño de las mismas, emitiendo informes, conclusiones y recomendaciones.

### 1.1 Objetivo

El objetivo de este trabajo es realizar el esquema de simulación del proceso de destilación que se lleva a cabo en la Planta Primaria I de la refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime”, Salina Cruz, Oaxaca, utilizando datos reales de caracterización para una mezcla de crudo utilizada en la refinería que permita realizar el análisis y detección de posibles cuellos de botella en la planta y comprobar la validez de la simulación, comparando los resultados obtenidos con los datos de diseño de la planta. Cada una de las plantas (atmosférica y de alto vacío) se simulará por separado, ya que en la actualidad no se encuentran integradas como en otras refinerías del SNR. Se pretende que la simulación tenga la validez suficiente como para ser utilizada en futuros estudios para la integración de estas plantas. Para ello se utilizará el simulador de procesos Aspen HYSYS Versión 2004 de la compañía ASPENTech, el cual ha resultado una herramienta exitosa en otros estudios de ingeniería tanto en análisis de factibilidad de proyectos como en trabajos de diseño básico y optimización de procesos.



# 2

## GENERALIDADES

### 2.1 Composición del Crudo

El crudo es una mezcla compleja de cientos de diferentes especies de compuestos químicos. La composición elemental del crudo está comprendida normalmente dentro de los siguientes intervalos:

Elementos	% en peso
Carbón	83 – 87
Hidrógeno	10 – 14
Azufre	0.05 – 6
Nitrógeno	0.1 – 2
Oxígeno	0.05 – 1.5

Fuente: Speight. "Chemistry and Technology of Petroleum". New York, 2000.

La mayoría de estos compuestos son hidrocarburos, principalmente parafinas (alcanos), naftenos (cicloparafinas), aromáticos o combinaciones de estos, como son los alquil naftenos, alquil aromáticos y compuestos policíclicos. Además de éstos compuestos existe un número de elementos diferentes al carbón e hidrógeno que se encuentran en el crudo como el azufre, el nitrógeno, el oxígeno y algunos metales como el níquel y el vanadio, principalmente. Otro tipo de compuestos que se pueden encontrar en el crudo son pequeñas cantidades de sales, que por sí solas pueden llegar a ser muy dañinas para los equipos de proceso.



## 2. GENERALIDADES

Existe una tendencia comprensible en las refinerías para seleccionar entre los posibles crudos aquellos que poseen menores cantidades de aquellos compuestos que afectan al proceso o al ambiente, dando como resultado una disminución en las reservas de los crudos más deseables.

### 2.1.1 Hidrocarburos

Los hidrocarburos constituyen los elementos esenciales del petróleo; sus moléculas no contienen más que carbón e hidrógeno y se dividen en varias familias químicas según su estructura. Todas ellas están basadas en la tetravalencia del carbono.

#### 2.1.1.1 Parafinas

Están constituidos por una cadena de átomos de carbono enlazados cada uno de 0 a 3 átomos de hidrógeno, excepto en el más sencillo, el metano ( $\text{CH}_4$ ). Cada carbono está ligado siempre a otros cuatro átomos (carbono o hidrógeno); y su fórmula general es:  $\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$

Cuando su estructura es de cadena recta se llaman parafinas normales o n-alcános. Los átomos de hidrógeno pueden ser sustituidos por carbonos o cadenas hidrocarbonadas, formando las isoparafinas o isoalcános. Estas ramificaciones pueden situarse en diferentes puntos de la cadena, lo que da lugar a diferentes moléculas, con igual número de carbonos, llamados isómeros.

El crudo contiene moléculas hasta con 70 átomos de carbono, y el número de hidrocarburos parafínicos posibles es muy alto.



2. GENERALIDADES

Tabla 1. Principales tipos de hidrocarburos presentes en el crudo

TIPO DE COMPUESTO	NOMBRE	FÓRMULA CONDENSADA	FÓRMULA DESARROLLADA
Parafinas	Metano	CH <sub>4</sub>	C
	Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C - C
	Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C - C - C
Naftenos	Ciclopentano	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	
	Metilciclopentano	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	
	Ciclohexano	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	
Aromáticos	Benceno	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	
	Tolueno	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	
	Etilbenceno	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	



### 2.1.1.2 Naftenos

En estos hidrocarburos hay una ciclación total o parcial del esqueleto carbonado. El número de átomos de carbono del anillo formado puede ser variable. Tienen temperaturas de ebullición y densidades superiores a los de los alcanos del mismo número de átomos de carbono.

En el crudo, los anillos más frecuentes son los de cinco o seis átomos de carbono. En estos anillos, cada átomo de hidrógeno puede ser sustituido por una cadena parafínica recta o ramificada llamada alquilo.

Existen muchos tipos de naftenos presentes en el crudo pero, excepto para los compuestos de peso molecular más bajo, no se tratan generalmente como compuestos individuales. Se clasifican de acuerdo con su intervalo de ebullición y sus propiedades se determinan con la ayuda de factores de correlación tales como el factor  $K_w$ .

### 2.1.1.3 Aromáticos

Son hidrocarburos cíclicos poliinsaturados que se encuentran en el crudo en gran proporción. La presencia en su fórmula de uno o más ciclos con tres dobles enlaces conjugados les confiere notables propiedades. Así, los primeros compuestos (benceno, tolueno, xilenos) son materias primas fundamentales de la petroquímica (además contribuyen igualmente a aumentar el número de octano de las gasolinas), mientras que los homólogos superiores son, en general, dañinos.

### 2.1.1.4 Olefinas

En esta familia, algunos átomos de carbono de la molécula están ligados sólo a tres átomos, lo que implica la presencia de uno a varios dobles enlaces carbono-carbono. La fórmula general es:  $C_nH_{2n}$



## 2. GENERALIDADES

Las olefinas no existen de forma natural en el petróleo pero se forman durante el proceso. Generalmente las olefinas son indeseables en los productos acabados debido a que los dobles enlaces son reactivos y los compuestos se oxidan y polimerizan más fácilmente. Los primeros componentes de esta familia son también materias básicas de gran importancia en la petroquímica (etileno, propileno, butenos).

### 2.1.2 Compuestos de Azufre

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

- Sulfuros y disulfuros: Constituyen la mayoría de los hidrocarburos sulfurados de los cortes medios (queroseno y gasóleo).
- Tioles o mercaptanos: su concentración en los crudos es muy baja o nula. Se crean a partir de otros compuestos sulfurados durante las operaciones de refinación. Se encuentran sobre todo en los cortes ligeros.

El conocimiento de la naturaleza y de la cantidad de productos sulfurados contenidos en los crudos y los cortes de petróleo es de una gran importancia, pues constituye una limitación en el establecimiento del esquema de refinación y contienen o producen compuestos corrosivos en el curso de las diversas operaciones de refinación. Disminuyen la duración de vida de ciertos catalizadores (reformado catalítico), deterioran la calidad de los productos acabados, alterando su color y confiriéndoles un olor desagradable, reducen la vida de los aceites lubricantes, sin mencionar la contaminación atmosférica (formación de  $SO_2$ ,  $SO_3$  durante la combustión de los productos petrolíferos), e incendios causados por el contacto entre el sulfuro de hierro de las tuberías corroídas y el aire.



### 2.1.3 Compuestos Oxigenados

Generalmente los crudos contienen menos oxígeno que azufre. En particular es el responsable de la acidez de los crudos. El oxígeno se encuentra en los siguientes compuestos: fenoles, furanos, benzofuranos, ácidos carboxílicos y ésteres. Los ácidos nafténicos son ácidos carboxílicos abundantes en ciertos crudos y que dan lugar a problemas de corrosión.

### 2.1.4 Compuestos Nitrogenados

En el crudo, el nitrógeno se encuentra principalmente en las fracciones de punto de ebullición superior a 250 °C, estando especialmente concentrado en las resinas y asfaltenos. El nitrógeno se encuentra bajo las siguientes formas: amidas, aminas, carbazoles y piridinas.

Estos compuestos se descomponen bajo la acción del calor para convertirse en bases orgánicas o en amoníaco, que reducen la acidez de los catalizadores de las unidades de transformación o conversión (reformado catalítico).

### 2.1.5 Compuestos organometálicos

En las fracciones más pesadas, tales como las resinas y los asfaltenos se encuentran átomos metálicos como el Níquel y Vanadio. Pequeñas cantidades de estos metales pueden afectar seriamente las actividades de los catalizadores y dar lugar a un producto de valor inferior. El crudo generalmente tiene concentraciones menores a 1000 ppm.



### 2.1.6 Sales

Aunque se encuentran relativamente en pequeñas cantidades, del orden de algunas decenas de ppm, la presencia de sales minerales plantea serios problemas durante el tratamiento de residuos. Estas sales son principalmente cloruros, sulfatos y carbonatos de sodio, calcio y magnesio, que se forman en el crudo en forma de pequeñas gotas o pequeñas partículas de sal; el contenido de sal en el crudo es expresado como libras de sal (equivalentes de NaCl) por mil barriles de crudo o mg de NaCl por kilogramo de crudo. La sal por si sola puede ser suficientemente dañina provocando corrosión y depósitos en el equipo, principalmente en la superficie de intercambiadores de calor. En el crudo la presencia de sales alcanza concentraciones de hasta 30 lb/ 1000 barriles de crudo.

### 2.1.7 Agua y Sedimentos

En el crudo, el agua se encuentra en parte disuelta y en parte bajo forma de emulsión más o menos estable; esta estabilidad se debe a la presencia de asfaltenos, o de ciertos agentes tensoactivos como los mercaptanos o los ácidos nafténicos.

Algunos productos sólidos, insolubles en los hidrocarburos y en el agua, pueden ser arrastrados con el crudo. Estos productos llamados sedimentos, son finas partículas de arena, barros de perforación, restos de rocas, metales bajo forma de minerales o en estado libre provenientes de la erosión de los oleoductos, de los tanques de almacenamiento, de las válvulas o de cualquier otra tubería por la que pase el crudo.

El nivel de separación entre la parte agua-sedimentos y el crudo debe conocerse bien con el fin de evitar bombearlos, pues su paso por las unidades de refinación trae consigo irregularidades de funcionamiento e incluso puede perturbar considerablemente su marcha.





## 2.2 Tipos de crudo

Por lo general las refinerías tienen diferentes crudos disponibles para ser procesados, así que las empresas intercambian los diferentes tipos de crudos para crear mezclas, que serán las que finalmente sean alimentadas a la columna de destilación.

La industria mundial de hidrocarburos clasifica el petróleo de acuerdo a su densidad API (parámetro internacional del Instituto Americano del Petróleo, que diferencia las calidades del crudo).

Tabla 2. Tipos de Crudos		
Tipo de Crudo	Densidad (g/cm <sup>3</sup> )	Densidad grados API
Extrapesado	>1.0	10.0
Pesado	1.0 - 0.92	10.0 - 22.3
Mediano	0.92 - 0.87	22.3 - 31.1
Ligero	0.87 - 0.83	31.1 - 39
Superligero	< 0.83	> 39

Fuente: IMP ([www.imp.mx](http://www.imp.mx))

Por lo general los crudos más cotizados son los petróleos ligeros, debido a que se tienen mayores beneficios de él y es menos costoso procesarlo. En México existen principalmente tres tipos de crudos:

- 1) **Petróleo super ligero.** Su producción proviene principalmente de los yacimientos localizados en la Región Sur del territorio nacional, en los estados de Chiapas y Tabasco. El 90% de sus componentes principales están constituidos casi en su totalidad por hidrocarburos ligeros y gasolinas y un contenido de azufre máximo del 0.8% en peso.
- 2) **Petróleo Ligero.** Su producción se obtiene principalmente de los yacimientos localizados en la Región Marina del Golfo de Campeche. El 70% de sus



## 2. GENERALIDADES

componentes principales están constituidos por gasolinas y destilados y un contenido de azufre máximo del 1.3%.

- 3) **Petróleo Pesado.** Su producción se extrae principalmente de los yacimientos localizados en la Región Marina Noreste del Golfo de Campeche. El 50% de sus componentes principales están constituidos por fracciones pesadas que eventualmente formarán parte del combustóleo, y el resto esta integrado por fracciones ligeras de las que se producirán las gasolinas y destilados. El contenido de azufre es del 3.3%.



Figura 1. Regiones de Exploración y Producción.

Lo anterior puede resumirse en la Tabla 3 donde se muestran los principales tipos de crudo en México.

Tabla 3. Tipos de Crudo en México				
Nombre	Tipo	°API	% Azufre	Precio Exportación (USD/BI)*
Olmeca	Super Ligero	39.3	0.8	70.89
Istmo	Ligero	33.6	1.3	69.92
Maya	Pesado	12	3.3	60.40

Fuente: PEMEX Anuario Estadístico 2007; \*Precio de exportación 2007, IMP (www.imp.mx).



### 2.3 Métodos de Análisis del Crudo

Las mezclas de hidrocarburos puros y de fracciones de petróleo se analizan en el laboratorio utilizando normas concretas publicadas por la ASTM (American Society for Testing and Materials). Una clasificación de los métodos de análisis utilizados en la destilación es:

- TBP Proporciona bases teóricas para una mejor caracterización. En general, las destilaciones TBP se realizan en columnas con 15 a 100 etapas teóricas.
- D 2887 Conocido como Destilación Simulada (SD) que determina la distribución de los puntos de ebullición de los diferentes cortes de petróleo mediante cromatografía en fase gaseosa.
- D 3710 Procedimiento para determinar la distribución de los puntos de ebullición de naftas ligeras por cromatografía en fase gaseosa.
- D 86 Método de destilación de productos ligeros del petróleo.
- D 1160 Métodos de destilación a presión reducida de los productos del petróleo de punto de ebullición elevado.
- D 1078 Método de destilación de líquidos orgánicos volátiles.

Los análisis que proporcionan una destilación poco eficaz (D 86, D 1160, D 1078) son realizados en general con los productos refinados mientras que los que permiten un análisis más detallado (D 2887, TBP) se emplean con el crudo. A partir de los resultados del análisis es posible generar un modelo de mezcla, consistente en un conjunto de N componentes, compuestos de hidrocarburos puros y pseudocomponentes.

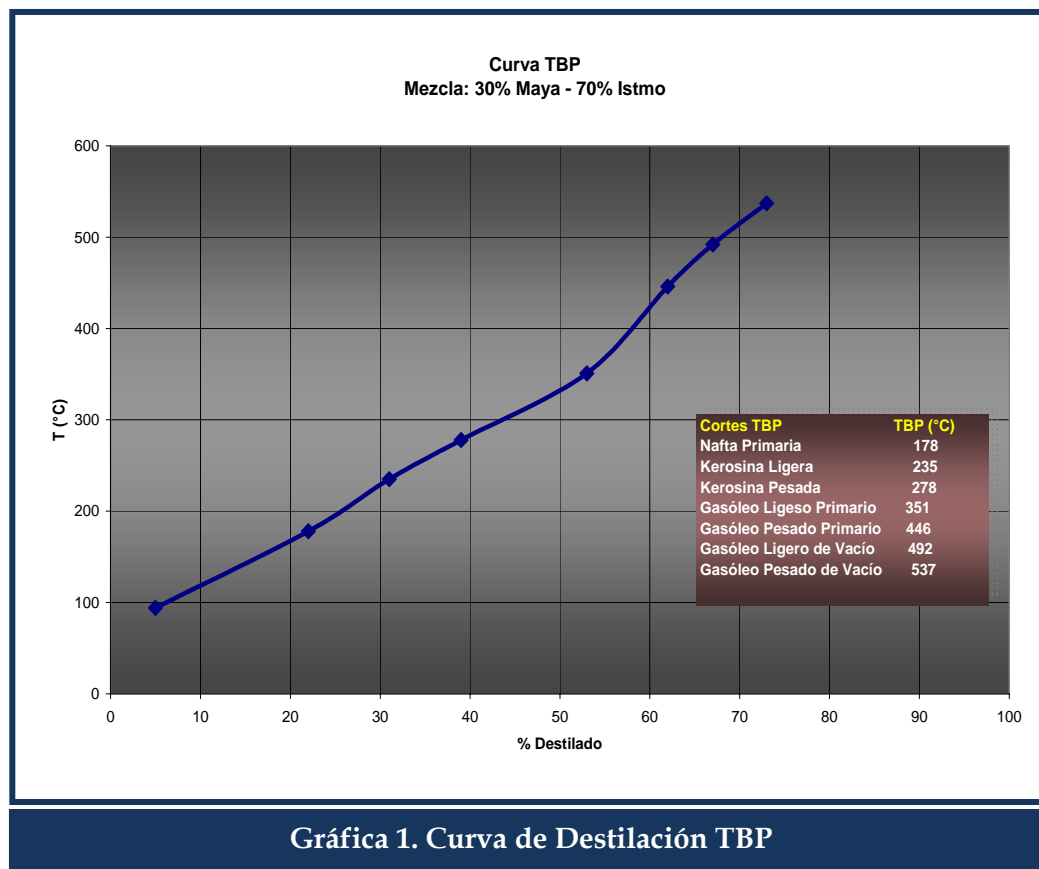
De los métodos de análisis mencionados anteriormente se describirán de manera un poco más detallada, los métodos TBP y D 86, ya que son los más comúnmente utilizados en la caracterización del crudo.



### 2.3.1 Método TBP (*True Boiling Point*)

Este método corresponde a una técnica de laboratorio, la cual consta de una columna de 15 a 100 platos teóricos con una relación de reflujo de 5 o más y se le conoce bajo el nombre de Curva de Verdaderos Puntos de Ebullición o curva TBP por sus siglas en inglés (*True Boiling Point*).

Se aplica a los crudos de petróleo estabilizados (desbutanizados) pero también pueden aplicarse a cualquier mezcla de fracciones de petróleo, excepto GLP, naftas muy ligeras y fracciones que posean un punto inicial de ebullición superior a los 400 °C.



Fuente: Caracterización Mensual, Carga a Planta Primaria I. Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime", 2004.



## 2. GENERALIDADES

La destilación TBP permite dar una imagen casi exacta de la composición de un crudo por la medida de la temperatura de ebullición de los compuestos que se encuentran en él. El crudo se descompone en un gran número de cortes con un intervalo de destilación muy estrecho, lo que va a permitir considerarlos como hidrocarburos puros ficticios (componentes hipotéticos) cuyo punto de ebullición será igual a la media aritmética de las temperaturas inicial y final de destilación.

Existe un método de destilación TBP conocido como ASTM D 2892, que involucra una columna con 14 a 17 etapas teóricas y una razón de reflujo de 5, el cual suele utilizarse para la obtención de curvas TBP. Los resultados de la operación al vacío se extrapolan hasta 101.3 kPa.

### 2.3.2 Método ASTM D 86

Este método se aplica a la destilación de gasolinas, querosenos, gasóleos y productos petrolíferos similares.

En esta prueba se introduce en un matraz Engler una muestra de 100 mL y se calienta para producir la primera gota de destilado, en el extremo inferior del condensador de tubo, durante 5 a 15 minutos (tiempo que dependerá de la naturaleza de la muestra). Se va observando simultáneamente la lectura de la temperatura y del volumen condensado; el resultado del análisis se calcula y se grafica bajo la forma de temperatura de ebullición en función del volumen destilado.

## 2.4 Caracterización del Crudo y sus Fracciones

Un análisis completo y definitivo del crudo de petróleo conocido como Análisis del Crudo (*Crude Assay*) es considerablemente más detallado que una curva TBP. Un análisis completo contiene alguna o toda la siguiente información:



## 2. GENERALIDADES

- 1) Densidad, viscosidad, contenido de azufre, factor de caracterización  $K_w$  y otras propiedades del crudo total.
- 2) Curva TBP, curva de densidad, curva de azufre, etc.
- 3) Análisis de compuestos ligeros (*Light Ends*)
- 4) Propiedades de las fracciones de petróleo producidas como % volumen, densidad, azufre, viscosidad, punto flash, punto de congelación, presión de vapor.
- 5) Propiedades de asfaltos.

Algunas de estas características se describirán más adelante en este capítulo. El conocimiento de las características fisicoquímicas globales de los crudos condicionará su tratamiento inicial, su transporte, almacenamiento y, por supuesto, precio. Un análisis detallado de las propiedades de los productos que se extraen de ellos es de primordial importancia técnica y económica, pues permitirá seleccionar las cargas a las diferentes unidades de separación, de transformación y de conversión, así como fijar sus condiciones operativas con el fin de satisfacer las exigencias del mercado en las mejores condiciones.

### 2.4.1 Densidad

El peso específico de cualquier compuesto es igual al peso de cierto volumen de este compuesto dividido por el peso del mismo volumen de agua. La densidad de los aceites de petróleo se expresa mejor en términos de densidad API que en términos de peso específico; se relaciona con el peso específico de tal manera que un incremento de la densidad API corresponde a un descenso en peso específico. Las unidades de densidad API son °API y pueden ser calculados a partir del peso específico mediante la siguiente ecuación:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\text{peso específico}} - 131.5$$



Ambos, el peso específico y la densidad API, se refieren al peso por unidad de volumen a 60 °F.

### 2.4.2 Viscosidad

La medida de viscosidad de los crudos a diferentes temperaturas es importante especialmente para el cálculo de las pérdidas de carga en los oleoductos, tuberías y conducciones de la refinería, así como para la especificación de bombas e intercambiadores. La variación de la viscosidad en función de la temperatura no es la misma para todos los crudos. La viscosidad de un crudo parafínico aumenta rápidamente si la temperatura baja; en cambio, para los crudos nafténicos o mixtos el aumento de la viscosidad es mas progresivo.

### 2.4.3 Compuestos ligeros (*Light Ends*)

Los Compuestos Ligeros o *Light Ends* son compuestos orgánicos de bajo peso molecular como el metano, etano y propano, los cuales pueden encontrarse en el crudo. Se dividen en propano, butano e isobutano (GLP) y en gases incondensables (en su mayoría hidrógeno, metano y etano). Estos compuestos son posteriormente tratados para remover trazas de impurezas y son casi siempre utilizados como combustible en la misma refinería.

### 2.4.4 Factor de Caracterización $K_{UOP}$ o factor de Watson $K_W$

El factor de caracterización  $K_{UOP}$  fue introducido por los investigadores de la Compañía “Universal Oil Products Co.”. Dicho factor parte de la base de que la densidad de los hidrocarburos está ligada a la relación H/C (por tanto a su carácter químico) y que su punto de ebullición está relacionado con el número de átomos de carbono. Así, se ha definido un factor de caracterización  $K_{UOP}$  (o  $K_W$ ) para los hidrocarburos puros que depende únicamente de su punto de ebullición y de su densidad.



$$K_{UOP} = \frac{(T/1.8)^{1/3}}{S}$$

Siendo T la temperatura de ebullición en Kelvin y S la densidad relativa estándar. Así, la  $K_{UOP}$  de los hidrocarburos puros se muestra en la Tabla 4.

Tabla 4. Factores de Caracterización	
Hidrocarburo	$K_{UOP}$
Parafinas	13
Hidrocarburos cuyo peso relativo de las cadenas y de los anillos son equivalentes	12
Naftenos puros	11
Aromáticos puros	10

Fuente: Wauquier, J.-P. El Refino del Petróleo. España, 2004.

## 2.5 Ecuaciones de Estado

Las propiedades termodinámicas, como la energía cinética y la entalpía, a partir de las cuales se calculan los requerimientos de calor y trabajo de los procesos industriales, con frecuencia se evalúan a partir de datos volumétricos. Además, las relaciones de presión/volumen/temperatura (PVT) son por sí mismas importantes para propósitos de medición de fluidos y dimensionamiento de recipientes y tuberías. El modelo del gas ideal es el modelo realista más simple del comportamiento de los fluidos, sin embargo existen ecuaciones de estado que proporcionan el fundamento para la descripción cuantitativa de los fluidos reales.

La ecuación de estado de un sistema es la relación matemática entre los valores de masa, temperatura, volumen y presión. Sólo se necesitan tres de éstas propiedades para





## 2. GENERALIDADES

describir el estado; la cuarta puede calcularse a partir de la ecuación de estado, que se obtiene al conocer el comportamiento experimental del sistema.

Para que una ecuación de estado represente el comportamiento PVT para líquidos y vapores, debe abarcar un amplio intervalo de temperaturas y presiones. Aun así no debe ser tan compleja como para representar grandes dificultades numéricas o analíticas para su aplicación. Las ecuaciones polinomiales que son cúbicas en el volumen molar ofrecen un compromiso entre la generalidad y la simplicidad adecuadas para muchos propósitos. Las ecuaciones cúbicas son de hecho las más sencillas capaces de representar el comportamiento de líquido y de vapor.

1) Ecuación de Van-Der-Waals: 
$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v^2}$$

2) Ecuación Peng-Robinson: 
$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a(T)}{v^2 + 2bv - b^2}$$

3) Ecuación Soave-Redlich-Kwong: 
$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a(T)}{v(v+b)}$$

4) Ecuación Redlich-Kwong: 
$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a/\sqrt{T}}{v(v+b)}$$

Las ecuaciones anteriores son sólo algunos ejemplos de las muchas ecuaciones de estado que existen. Estas ecuaciones están integradas en la mayoría de los programas comerciales de simulación, tales como PRO2, ASPEN+, o HYSYM. La generalización del empleo de los ordenadores ha permitido realizar con facilidad cálculos que parecían relativamente complejos: no obstante, los gráficos y tablas mantienen su interés en obtener valores aproximados y tratar de mostrar la sensibilidad de una propiedad en función de las condiciones de operación o de las características de la muestra.



## 2.6 Refinación del Crudo

El petróleo por sí solo es un material de relativamente poco valor y rara vez es utilizado directamente. Sin embargo puede ser refinado y procesado para así obtener un gran número de productos cuyo valor es muchas veces mayor que el del crudo original.

Tabla 5. Principales Procesos en la Refinación del Petróleo

Procesos	Descripción
Destilación Atmosférica	Se calienta el crudo y se separan los principales hidrocarburos que componen al petróleo crudo por fraccionamiento a presión atmosférica
Destilación al Vacío	Es el proceso de separación de los hidrocarburos contenidos en el residuo primario mediante calentamiento y presión inferior a la atmosférica
Hidrodesulfuración catalítica	Proceso en que por medio de hidrógeno y catalizadores se eliminan las impurezas de azufre, nitrógeno y oxígeno, contenidas en las gasolinas y los intermedios obtenidos en la destilación atmosférica y al vacío.
Proceso de Conversión Térmica y Catalítica de Gasóleos	Proceso para transformar los gasóleos de vacío, atmosféricos y de coquizadora en gasolina y destilados intermedios, utilizando altas temperaturas y presiones, y catalizadores.

La refinación del petróleo es el conjunto de procesos en los que se lleva a cabo por medio de calentamiento y en presencia de catalizadores, las operaciones de separación física y transformaciones químicas sucesivas, necesarias para modificar y mejorar los rendimientos del crudo, en sus productos finales: gasolinas, destilados intermedios, combustóleo, parafinas, grasas, lubricantes y asfaltos. (Ver Tabla 5). En la mayoría de los procesos de transformación selectiva se requiere previamente eliminar las impurezas presentes en forma de compuestos de azufre, ya que estos pueden afectar las especificaciones de calidad de los productos finales.



**Tabla 5. Principales Procesos en la Refinación del Petróleo (continuación)**

Procesos	Descripción
Reformación Catalítica de Naftas	Proceso utilizado para convertir los hidrocarburos parafínicos y nafténicos, contenidos en las naftas, en una amplia variedad de hidrocarburos nafténicos y aromáticos con características de alto octano, los cuales son utilizados en la mezcla y formulación de gasolina.
Hidrodesintegración Térmica (H-Oil)	Proceso para descomponer los hidrocarburos pesados en presencia de hidrógeno, altas temperaturas y catalizadores específicos para producir más ligeros.
Alquilación	Proceso catalítico en el que se integran hidrocarburos de 3 y 4 átomos de carbono a una olefina, principalmente isobutileno, para producir hidrocarburos con estructura ramificada similar a la de las gasolinas.
Polimerización	Proceso catalítico en el que se adicionan los hidrocarburos olefínicos de 3 carbonos producidos en la conversión catalítica de gasóleos, para obtener gasolina de alto octano.
Isomerización	Proceso catalítico mediante el cual se efectúa un rearrreglo de los hidrocarburos con características de isoparafinas contenidos en las gasolinas y los convierten en componentes de alto octano.

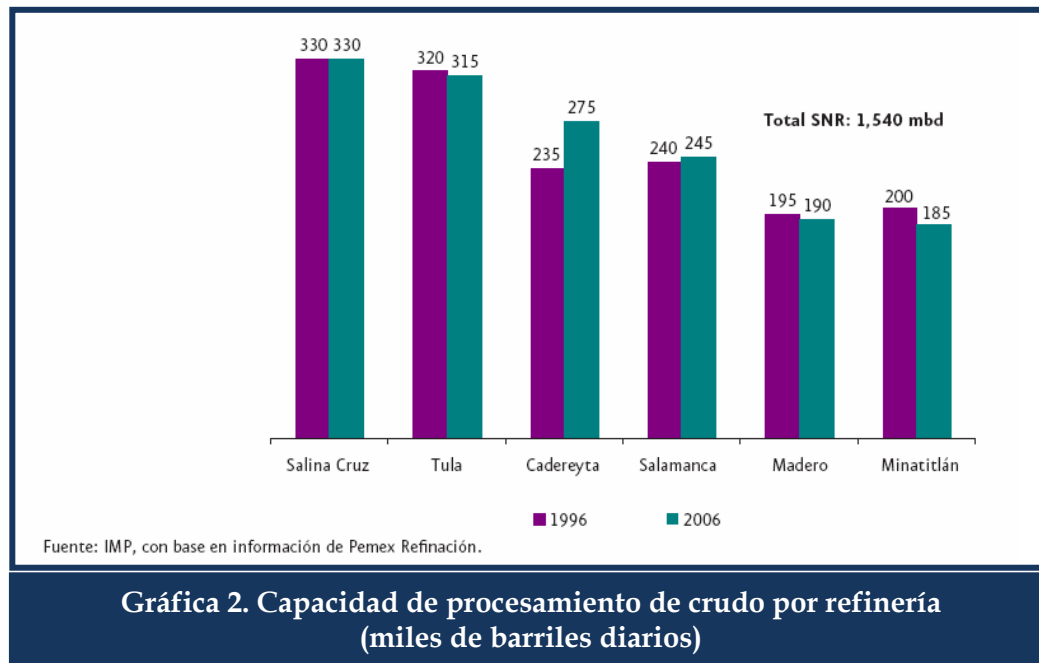
Los principales productos obtenidos en la refinación del petróleo crudo son: gas seco (de refinerías), gas LP, gasolinas, turbosina, diesel, combustóleo, parafinas, grasas, lubricantes y asfaltos, así como otros productos o subproductos utilizados como materia prima por la Industria Petroquímica.

Una refinería es el conjunto de instalaciones requeridas para la refinación del petróleo crudo, en las que se incluyen desde los tanques de almacenamiento, equipo de bombeo, tuberías para su traslado a las áreas de proceso en las que se llevará a cabo la separación por destilación y posterior procesamiento y conversión a productos petrolíferos refinados. En México el Sistema Nacional de Refinerías esta conformado por las siguientes refinerías, cuyas capacidades se muestran en la Gráfica 2:



## 2. GENERALIDADES

- 1) Refinería “Ing. Héctor R. Lara Sosa”, Cadereyta, N.L
- 2) Refinería “Francisco I. Madero”, Cd. Madero, Tamps.
- 3) Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas”, Minatitlán, Ver.
- 4) Refinería “Ing. Antonio M. Amor”, Salamanca, Gto.
- 5) Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime”, Salina Cruz, Oax.
- 6) Refinería “Miguel Hidalgo”, Tula, Hgo.



### 2.6.1 Destilación del Crudo

El primer paso en cualquier refinería de petróleo es la separación del crudo en varias fracciones o cortes mediante el proceso de destilación. Estas fracciones pueden ser productos o alimentaciones a otras unidades de proceso.

En la mayoría de las refinerías, este proceso ocurre en dos etapas. Primero el crudo se calienta hasta alcanzar la temperatura máxima permisible, y de esta forma pueda ser alimentado a la torre fraccionadora, que opera a presiones ligeramente arriba de la



## 2. GENERALIDADES

atmosférica y que es conocida como torre atmosférica. Esta columna produce diferentes destilados y un producto de fondos, el cual es el residual líquido que no podría ser evaporado bajo las condiciones de temperatura y presión existentes en la torre atmosférica. El residuo atmosférico es entonces recalentado a una temperatura máxima permisible, normalmente mayor que la temperatura de alimentación de la torre atmosférica, y se alimenta a una segunda torre fraccionadora, la cual opera a presiones debajo de la presión atmosférica. Esta columna de destilación es conocida como torre de destilación al vacío.

### 2.6.1.1 Destilación Atmosférica

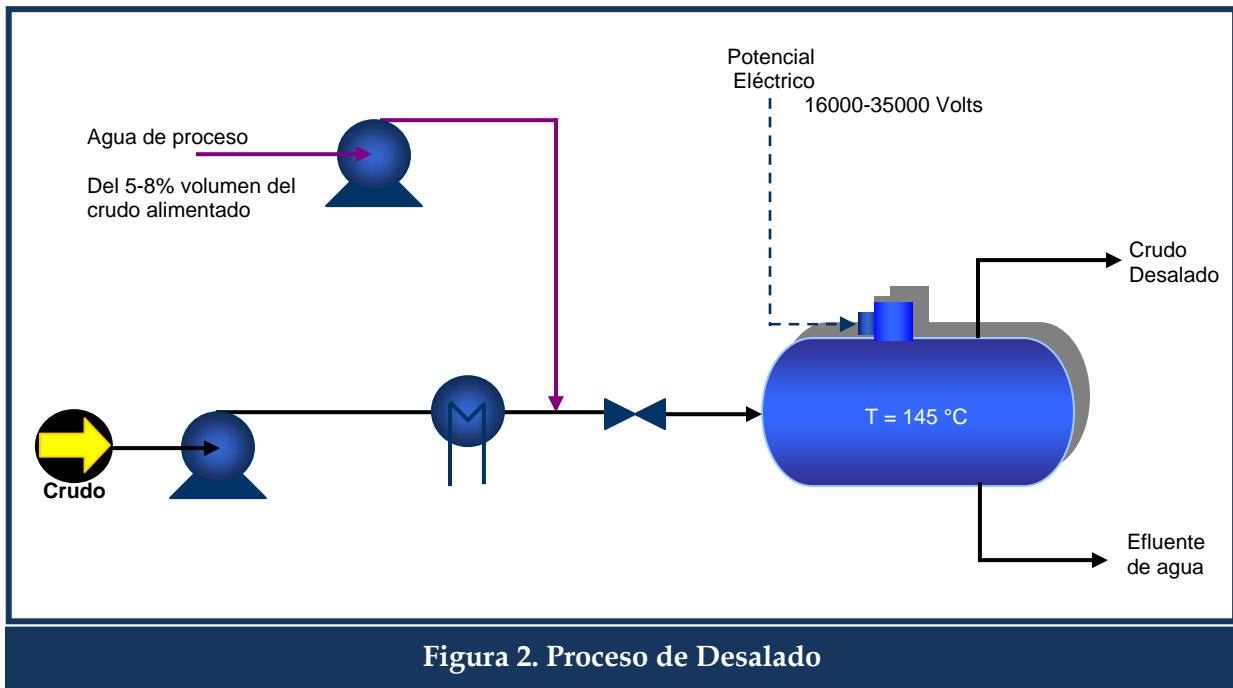
Cuando el crudo contiene concentraciones mayores a  $30 \text{ lb}_{\text{NaCl}}/1000 \text{ bl}$  es necesario llevar a cabo un proceso de desalado para disminuir el ensuciamiento y la corrosión provocada por los depósitos de la sal en las superficies de transmisión de calor. Este proceso también ofrece el beneficio de eliminar de manera parcial algunos metales que pueden dar lugar a la desactivación de catalizadores en las unidades de proceso catalítico.

El crudo alimentado al desalado es previamente calentado a una temperatura entre los  $65$  y  $180^\circ\text{C}$ , con la finalidad de reducir la viscosidad y la tensión superficial para que la mezcla y separación del agua ocurra más fácilmente. La temperatura está limitada por la presión de vapor del crudo alimentado.

Los dos métodos más comunes para desalar el crudo son mediante separación electrostática y mediante químicos; en ambos procesos se utiliza agua caliente, que puede alcanzar los  $150^\circ\text{C}$ , como agente extractor. La cantidad de agua dosificada puede variar del  $5$  a  $8\%$  vol. respecto al volumen de crudo procesado. El proceso de desalado químico consiste en primero formar una emulsión de crudo con agua bajo suficiente presión para prevenir la vaporización de los hidrocarburos o del agua. Las sales se disuelven en el agua y posteriormente se procede a separar la fase acuosa de la orgánica mediante la adición de productos químicos surfactantes (desemulsificantes). Los

## 2. GENERALIDADES

surfactantes son únicamente añadidos cuando se tienen grandes cantidades de sólidos suspendidos. La concentración de desemulsificante a la succión de las bombas de carga se debe mantener en 40 ppm.



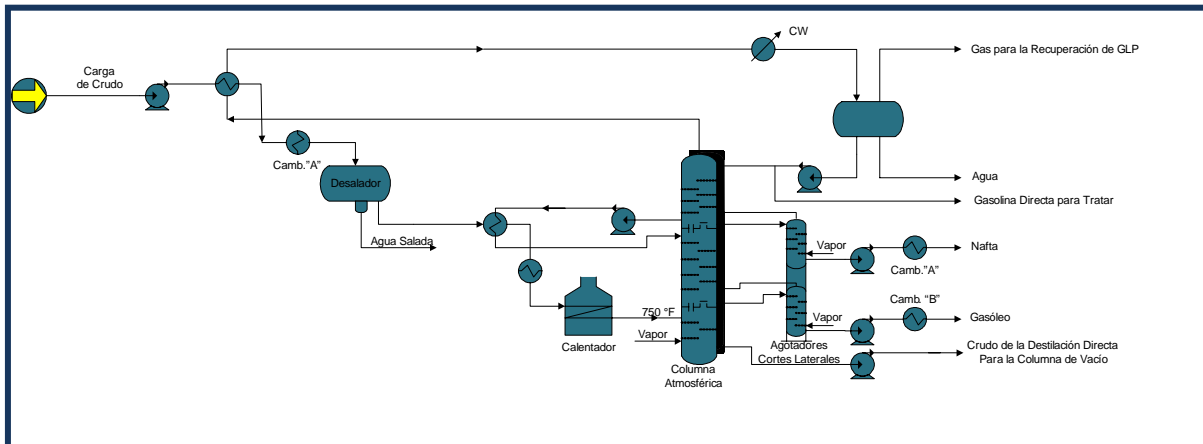
El proceso de separación electroestático utiliza un procedimiento similar, solo que en lugar de agregar el surfactante se aplica un campo eléctrico de potencial elevado (16000-35000 Volts) a través de un recipiente de sedimentación para juntar las pequeñas gotas de agua salada de forma más rápida.

En ambos métodos deben añadirse otros químicos. A menudo se utiliza amoníaco para reducir la corrosión. También suelen añadirse bases o ácidos para ajustar el pH del agua de lavado.

Después del desalado, el crudo de petróleo pasa por un sistema de intercambiadores de calor, en los cuales se transfiere calor de otras corrientes de proceso, como los productos y reflujos, para de esta forma aprovechar el calor que contienen estas corrientes, alcanzando temperaturas cercanas a los 550 °F (288 °C). A

## 2. GENERALIDADES

continuación el crudo se introduce en un horno (calentador a fuego directo) para que el crudo se caliente a una temperatura cercana a los 398 °C (750°F) de manera que se tenga la proporción adecuada de líquido-vapor que se alimentará a la columna atmosférica.



**Figura 3. Destilación Atmosférica. Se muestra el Desalador, el Tren de Calentamiento y dos Separadores Laterales.**

Es necesario elevar la temperatura antes de introducir el crudo a la torre, para vaporizar todos los productos extraídos por encima de la zona de alimentación y así lograr un cierto fraccionamiento en los platos superiores a la zona de alimentación, lo cual proporciona un reflujo interno en exceso sobre las corrientes laterales extraídas. La presión en la zona flash es a menudo establecida en el mínimo valor posible. Esto maximizará la vaporización del crudo.

El condensador de la columna a presión atmosférica condensa la fracción de pentanos y más pesados, de los vapores que salen de la cabeza de la columna. Esto constituye la porción de gasolina ligera del domo, que contiene algunos butanos y propano y, esencialmente, todos los componentes de mayor punto de ebullición del vapor del domo de la columna. Parte de este condensado se devuelve a la cabeza de la columna como reflujo, y el restante se envía a la sección de estabilización de la planta de gas de la refinería, donde los butanos y el propano se separan de la gasolina ligera.



## 2. GENERALIDADES

La caída de presión de diseño a través del condensador y las tuberías asociadas deber ser de 5 a 7 psi.

En varios niveles de la columna, las salidas laterales toman el líquido destilado como producto de salida, los productos más ligeros en la parte alta de la columna, los líquidos más pesados en el fondo. Cada uno de los productos de las corrientes laterales que se extraen de la columna, disminuyen la cantidad de reflujo por debajo del punto de extracción. Si se eliminara todo el calor en el domo de la cabeza, se obtendría un máximo reflujo y fraccionamiento, sin embargo esto requiere una entrada de líquido que exige un diámetro muy grande en la cabeza de la columna. Para reducir el diámetro en el domo de la columna y la carga del líquido a lo largo de ella, se utilizan corrientes intermedias de eliminación de calor que generan reflujo por debajo de los puntos de extracción de las corrientes laterales. Para ello, el líquido se extrae de la columna, se enfría mediante un intercambiador de calor, y se devuelve a la columna, o una porción de la corriente enfriada puede devolverse a la columna. Esta corriente fría condensa gran cantidad del vapor que asciende por la columna incrementando por consiguiente el reflujo por debajo de ese punto.

Generalmente se incorporan varios platos por debajo de la zona de alimentación, introduciéndose vapor por debajo del plato del fondo de la columna para separar cualquier gasóleo residual del líquido en la zona de alimentación y dar lugar a residuos con un alto punto de inflamación. El vapor reduce la presión parcial de los hidrocarburos rebajando así la temperatura requerida para la vaporización.

Normalmente, la columna de fraccionamiento a presión atmosférica contiene de 30 a 50 platos de fraccionamiento, de los cuales entre 25 y 35 etapas se encuentran entre la zona flash y el domo de la columna. Los rangos recomendados para el número de etapas en varias secciones de la torre se muestran en la Tabla 6. El uso de este número de etapas y niveles de recuperación de calor proporcionarán un fraccionamiento adecuado. La caída de presión permisible para los platos será de un rango de 0.1 a 0.2 psi por plato.





**Tabla 6. Requerimientos de Etapas en una Torre de Destilación  
Atmosférica**

Separación	Número de Etapas
Nafta Ligera a Nafta Pesada	6 a 8
Nafta Pesada a Destilado Ligero	6 a 8
Destilado Ligero a Destilado Pesado	4 a 6
Destilado Pesado a Gasóleo Atmosférico	4 a 6
Zona Flash a Primera Salida Lateral	3 a 4
Sección de Agotamiento del Vapor	4

Fuente: Watkins, R.N.. Petroleum Refinery Distillation. 2ª Edición. USA, 1981.

Las corrientes laterales extraídas contendrán componentes de bajo punto de ebullición, debido a que los productos más ligeros pasan a través de los productos más pesados y están en equilibrio con ellos en cada plato. Estas “colas ligeras” se separan de cada corriente lateral en una pequeña columna de separación individual que contiene de cuatro a diez platos, con vapor introducido por debajo del plato del fondo. El vapor y las colas ligeras separadas se descargan de nuevo en la zona de vapor de la columna de fraccionamiento a presión atmosférica, encima del correspondiente plato de extracción lateral.

### 2.6.1.2 Destilación a vacío

La destilación al vacío del residuo atmosférico es una operación complementaria de la destilación primaria, que permite extraer destilados más pesados que sufrirán transformaciones posteriores o servirán para su empleo como bases de aceites lubricantes.

Como ya se mencionó las temperaturas de salida del horno requeridas para la destilación a presión atmosférica de las fracciones mas pesadas del crudo de petróleo



## 2. GENERALIDADES

son tan altas que podrían dar lugar al craqueo térmico, con la consiguiente pérdida de producto y ensuciamiento del equipo. Estas materias se destilan por consiguiente bajo vacío, ya que la temperatura de ebullición desciende al decrecer la presión. La destilación se lleva a cabo con presiones absolutas, en la zona de alimentación de la columna, de 25 a 40 mmHg.

Para mejorar la vaporización, se rebaja aún más la presión efectiva mediante la adición de vapor a la entrada del horno y a la base de la columna de vacío. La adición de vapor a la entrada del horno incrementa la velocidad en los tubos del horno y minimiza la formación de coque en el horno, así como también disminuye la presión parcial de la totalidad de los hidrocarburos en la columna de vacío. La cantidad de vapor de agotamiento utilizado es una función del intervalo de ebullición de la alimentación y de la fracción vaporizada, pero generalmente varía de 10 a 50 lb/bl de alimentación.

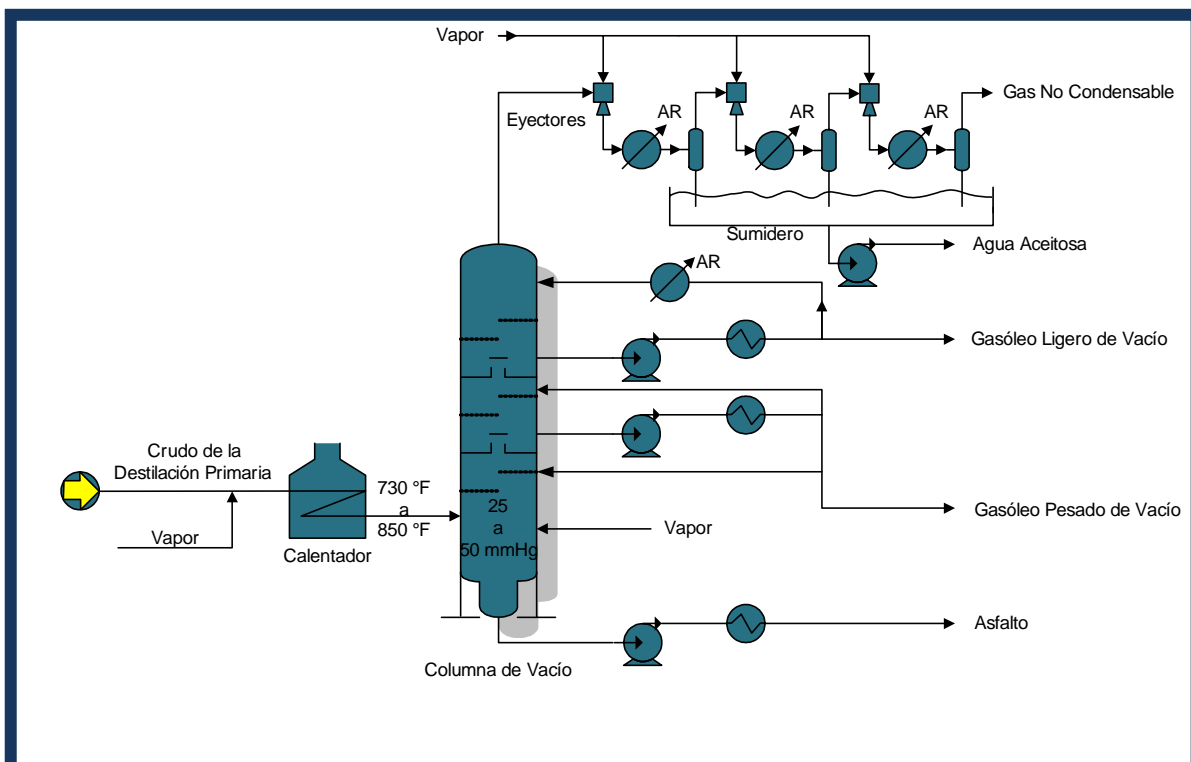


Figura 4. Destilación al Vacío



## 2. GENERALIDADES

Las temperaturas de salida del horno son también función del intervalo de ebullición de la alimentación y de la fracción vaporizada, así como también de las características de coquización de la alimentación. Las presiones de operación más bajas dan lugar a incrementos significativos en el volumen de vapor por barril vaporizado y, por consiguiente, las columnas de destilación al vacío tienen un diámetro mucho mayor que las columnas a presión atmosférica.

La presión de operación deseada se mantiene mediante el uso de eyectores de vapor y condensadores barométricos o de superficie. El tamaño y el número de eyectores utilizados vienen determinados por las necesidades de vacío y la cantidad de vapor manipulado. Para una presión de 25 mmHg en la zona de alimentación, se requieren normalmente tres etapas de eyección. La primera etapa condensa el vapor y comprime los gases no condensables, mientras que la segunda y tercera etapas eliminan los gases no condensables de los condensadores. El vacío producido está limitado por la presión de vapor del agua utilizada en los condensadores. Si se suministra agua fría a los condensadores puede obtenerse una presión absoluta menor en la columna de vacío.

### 2.6.1.3 Fracciones de petróleo

Para obtener una mayor especificación de las características del crudo ha sido útil juntar varios compuestos en grupos llamados fracciones. Las fracciones o cortes son nombres genéricos para todos los compuestos cuyos puntos de ebullición se encuentran entre dos temperaturas llamadas puntos de corte. La temperatura a la cual un producto (corte o fracción) comienza a ebullicir se le conoce como punto inicial de ebullición (PIE) o IBP por sus siglas en inglés (initial boiling point). La temperatura a la cual este producto es 100% evaporado es conocida como punto final de ebullición (PFE) o EP (End Point).

La mayoría de las destilaciones del petróleo, especialmente aquellas obtenidas a partir de la destilación atmosférica, son usualmente definidas en términos del rango de temperaturas de ebullición ASTM, el cual es una especificación aproximada de la



2. GENERALIDADES

composición de cada fracción. De acuerdo a lo anterior de manera general se conocen los siguientes productos de la destilación del petróleo.

Tabla 7. Intervalos de ebullición de fracciones características del crudo de petróleo		
Fracción	Intervalo de Ebullición	
	ASTM (°F)	ASTM (°C)
Butanos y mas Ligeros		
Gasolina Ligera (LSR)	90 - 220	32 - 104
Nafta (gasolina pesada directa)	180 - 400	82 - 204
Queroseno	330 - 540	166 - 282
Gasóleo Ligero (GOL ó LGO)	420 - 640	216 - 338
Gasóleo Atmosférico	550 - 830	288 - 443
Gasóleo de Vacío (GOV o VGO)	750 - 1 050	399 - 566
Crudo Reducido de Vacío	1 050+	566+

Fuente: Gary, J.H.. Petroleum Refining, Technology and Economics. 5ª Edición. USA, 2007.

**Gas Licuado de Petróleo (GLP):** Etano, propano, butanos (mezclados y separados) e isopentano. Estos productos no pueden ser producidos directamente de la destilación del crudo, si no que requieren pasar por una destilación a alta presión.

**Nafta (Gasolina):** Del pentano hasta el punto final de ebullición ASTM de 400 °F. Existen muchos grados y rangos de ebullición de las naftas, las propiedades de cada una de ellas dependerá del uso final para que el que estén destinadas. Muchas refinerías producen naftas del PFE de 400 °F como un producto de la destilación en la cabeza de la torre atmosférica y se fracciona como es requerido para una fácil separación. Puede llegar a ser más económico producir nafta ligera como destilado del domo y la nafta pesada como una salida lateral más ligera de la torre de destilación. La mayoría de las naftas son utilizadas como gasolinas para motor, ya sea directamente o como reformador catalítico. Existe cierta demanda de naftas para la industria



## 2. GENERALIDADES

petroquímica, principalmente para cracking térmico de olefinas o para reformación y extracción de aromáticos.

**Destilados ligeros:** Estas fracciones poseen puntos finales de ebullición ASTM en el rango de 525 a 575 °F. Un destilado ligero con un rango de destilación extenso es el queroseno que posee un rango ASTM de 325 a 550 °F. Otro destilado importante es la turbosina, la cual tiene un rango de ebullición aproximado de 150 a 475 °F. Este producto es mezclado con cantidades adecuadas de naftas y destilados ligeros. Sin embargo, este material puede ser extraído directamente de la torre atmosférica como una fracción ligera bajo condiciones de operación correctas.

**Destilados pesados:** Sus puntos finales de ebullición ASTM están en el rango de 650 a 700 °F. El diesel es una mezcla de destilados ligeros y destilados pesados que tienen un rango de ebullición ASTM aproximado de 350 a 657 °F. El diesel marino es un poco más pesado, con un PFE de 775 °F.

**Gasóleos:** Son todos los destilados más pesados que los destilados pesados. El gasóleo producido de la torre atmosférica tendrá un PFE aproximado de 800 °F. El gasóleo de vacío tendrá puntos finales de ebullición ASTM tan altos como 1 100 °F. Los gasóleos ligeros, atmosféricos y de vacío, se procesan en un craqueador de hidrógeno o en un craqueador catalítico para producir gasolina, combustible diesel y de propulsión a chorro. Los gasóleos más pesados de vacío pueden utilizarse también como materias primas para las unidades de proceso de aceites lubricantes.

Los rangos de ebullición de las diferentes fracciones casi siempre se sobrepone un poco. Esto indica que uno puede maximizar la producción de un solo producto en cualquier operación dada. Por ejemplo, se puede considerar una maximización de la producción de keroseno de 325 a 525 °F.

Los valores de producción planeados dependerán de los crudos disponibles para la refinería, el diseñador deberá basar sus estudios de producción en el tipo de crudo



## 2. GENERALIDADES

que se tenga al alcance, ya sea petróleo pesado (densidad API más baja) o petróleo ligero (densidad API más alta).

El crudo ligero definirá las bases de diseño para la sección atmosférica de la unidad de crudo, ya que el volumen de destilados obtenidos a partir de este tipo de crudo excederá al que podría obtenerse de un crudo pesado. Todo el dimensionamiento del equipo estará basado en los datos obtenidos del balance de materia y energía para varios casos de petróleo ligero. Como es de esperarse, el crudo pesado definirá las facilidades de proceso de los fondos de la torre atmosférica, tanto de la unidad de vacío como del equipo de intercambio de calor del crudo reducido, si éste no está planeado.

Por lo anterior es necesario realizar el cálculo de los balances de materia y energía para ambos tipos de crudos, lo cual se logra suponiendo de manera alternada la maximización de nafta, destilados ligeros y destilados pesados. Estos estudios definirán las variaciones en el balance de materia y energía requeridas para satisfacer las variaciones en producción y son necesarias para el óptimo diseño del tren de calentamiento, las torres y los hornos.



3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

3

# DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

En el Capítulo 2 se explicaron de manera general los conceptos básicos que involucra la destilación atmosférica y de vacío del petróleo. A continuación se describirá el proceso de destilación que se lleva a cabo, en particular, en la Planta Primaria I de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime”, Salina Cruz, Oaxaca, la cual es objeto de estudio en este trabajo de tesis.

## 3.1. Localización de la Planta Primaria I

La Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” está localizada en la siguiente dirección:

Carretera Transístmica Km.3  
Col. A.P. 109  
Salina Cruz, Oaxaca



Figura 5. Localización de la Refinería de Salina Cruz



### 3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

Así mismo la localización de la Planta Primaria I dentro de la Refinería “Antonio Dovalí Jaime” se ilustra en la Figura 6.



Figura 6. Localización de la Planta Primaria I

El crudo procesado en esta refinería proviene de los yacimientos de Tabasco, Chiapas, y Campeche. Se almacena y se prepara en tanques donde se envía a exportación y a la planta de destilación atmosférica, en la que se obtienen las fracciones básicas. A su vez estos productos son enviados a otras plantas para su proceso complementario; en las hidrodesulfuradoras se eliminan los compuestos de azufre, evitando así la contaminación atmosférica; en la reformadora se mejoran las características de las gasolinas aumentando el octano, y en la planta de desintegración catalítica se producen, a partir de gasóleos, productos de mayor valor comercial (Ver Figura 14). Los gases amargos se envían a la planta tratadora y fraccionadora de hidrocarburos, en donde se obtiene un gas dulce y  $H_2S$  que se carga a la planta recuperadora de azufre. La distribución final se realiza a través de la Terminal de





### 3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

Ventas, abasteciendo su zona local, y mediante la Terminal Marítima y boyas de carga de buques se cubre el abastecimiento de combustibles a la costa del litoral del Pacífico y la exportación.

## 3.2 Descripción del Proceso

### 3.2.1 Precaentamiento del Crudo Salado

El proceso inicia cuando una carga inicial de crudo de 175,000 BPD a una temperatura de 27 °C se divide por dos líneas de 12" de diámetro y es bombeada hacia una primera red de intercambiadores de calor EX-01 A/C, B/D, EX-19 A/B y EX-02 A/C, B/D, la cual aprovecha el calor de las corrientes de Turbosina, Keroseno y Residuo Atmosférico que se obtienen como producto de la Torre Atmosférica T-01, para alcanzar una temperatura de 152 °C.

El intercambio de calor en las corrientes se puede resumir en la Tabla 8.

Tabla 8. Precaentamiento del Crudo				
Intercambiador	Tubos	Coraza	Temperaturas del Crudo (°C)	
			Entrada	Salida
EX-01 A/C	Crudo	Turbosina	27	67
EX-01 B/D				
EX-19 A	Residuo Atmosférico	Crudo	67	88
EX-19 B				
EX-02 A/C	Crudo	Keroseno	88	152
EX-02 B/D				



3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

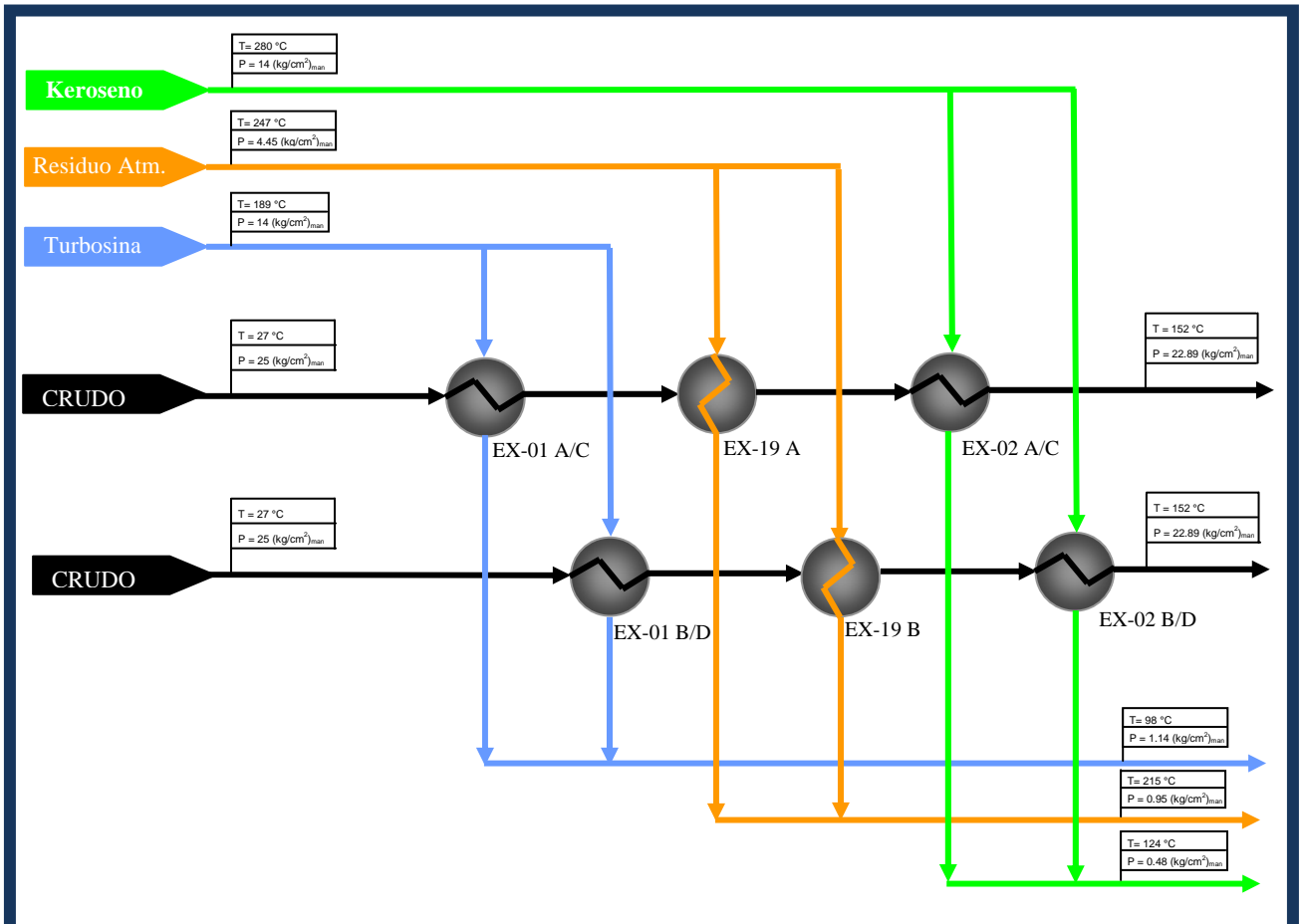


Figura 7. Tren de Pre calentamiento del Crudo

### 3.2.2 Proceso de Desalado

Antes del primer banco de intercambiadores de calor se tiene una inyección de agua de plantas para ayudar a un buen desalado del crudo y se mezclan para formar una emulsión, con el objeto de disolver la sal en el agua adicionada. Esta inyección del agua es alrededor de 3-6 % en volumen con respecto al crudo alimentado a una temperatura cercana a los 132 °C. El flujo entra a las Desaladoras D-01 A y D-01 B, por



---

### 3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

la parte inferior a un distribuidor del tipo de conejera de donde fluye, hacia arriba, a través del campo eléctrico formado, hasta llegar a unos colectores de salida distribuíos a todo lo largo del recipiente con el objeto de evitar canalizaciones de flujo, saliendo de las desaladoras por la parte superior hacia la siguiente etapa de precalentamiento. La temperatura de operación del desalador es de 150°C aproximadamente y la presión de 20.19 (kg/cm<sup>2</sup>)<sub>man.</sub> En la desaladora eléctrica, la emulsión crudo-agua está sujeta a la acción de un campo eléctrico de corriente alterna de alto voltaje, el cual destruye la película de crudo que rodea a las gotas de agua haciendo posible la combinación de éstas y debido a su mayor peso caen al fondo de la desaladora, de donde se descargan a través de una válvula controladora del nivel de interfase.

Las desaladoras fueron diseñadas para reducir el contenido de sales en un 95 % sin la ayuda de agentes químicos, sin embargo las características del crudo que ahora se procesa son diferentes a las que por diseño se deberían de tener, es un crudo más pesado y con mayor contenido de sal, por lo que el sistema de desalado no es tan eficiente como en el caso de la Planta Primaria II, el cual posee un sistema de doble desalado, que logra un aumento en la concentración de sal en la salmuera y una disminución de los hidrocarburos en el agua residual.

#### 3.2.3 Precalentamiento del Crudo Desalado

El crudo desalado entra a una segunda red de intercambiadores de calor EX-03 A/C, B/D, EX-05 A/C, B/D y EX-06 A/C, B/D, que aprovecha el calor de las corrientes de Diesel, Gasóleo y Residuo Atmosférico, de la forma ilustrada en la Figura 8.



3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

Tabla 9. Pre calentamiento del Crudo Desalado				
Intercambiador	Tubos	Coraza	Temperaturas del Crudo (°C)	
			Entrada	Salida
EX-01 A/C	Crudo	Turbosina	27	67
EX-01 B/D				
EX-19 A	Residuo	Crudo	67	88
EX-19 B	Atmosférico			
EX-02 A/C	Crudo	Keroseno	88	152
EX-02 B/D				

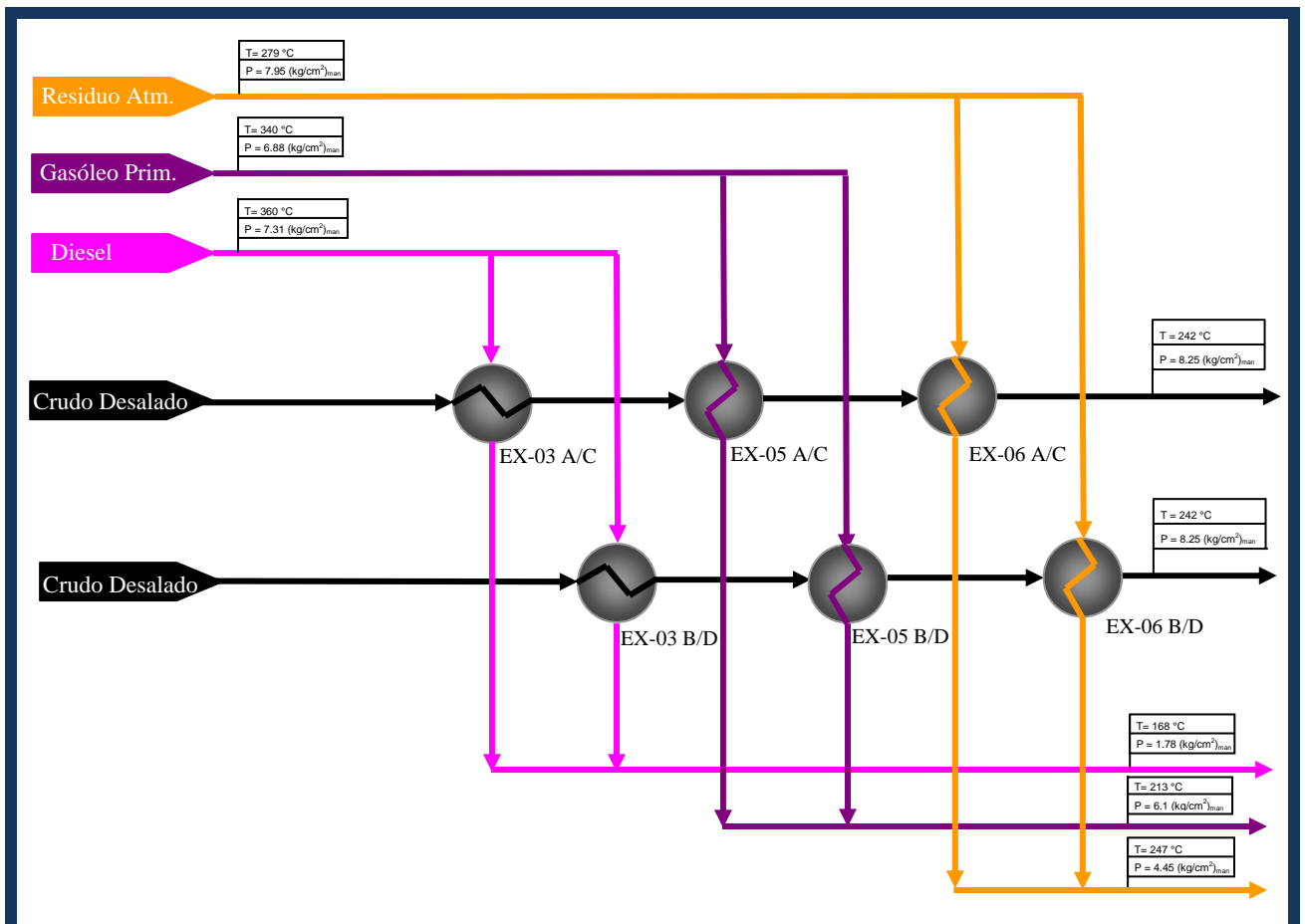


Figura 8. Pre calentamiento del Crudo Desalado

### 3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

#### 3.2.4 Proceso de Despuntado del Crudo

Después de haber intercambiado calor en el último tren de precalentamiento, el crudo es alimentado a las Torres Despuntadoras T-04 A y T-04 B, constituidas por 6 platos tipo válvula. La alimentación a estas torres se hace a control de nivel de las mismas debajo del último plato. La reducción de presión de las corrientes en las válvulas de los controladores de nivel, ocasiona una vaporización parcial. En las torres se separa la fracción vaporizada y se rectifican usando como reflujo una corriente de nafta atmosférica que se admite a control de flujo de cascada con el control de temperatura de gases efluentes del domo.

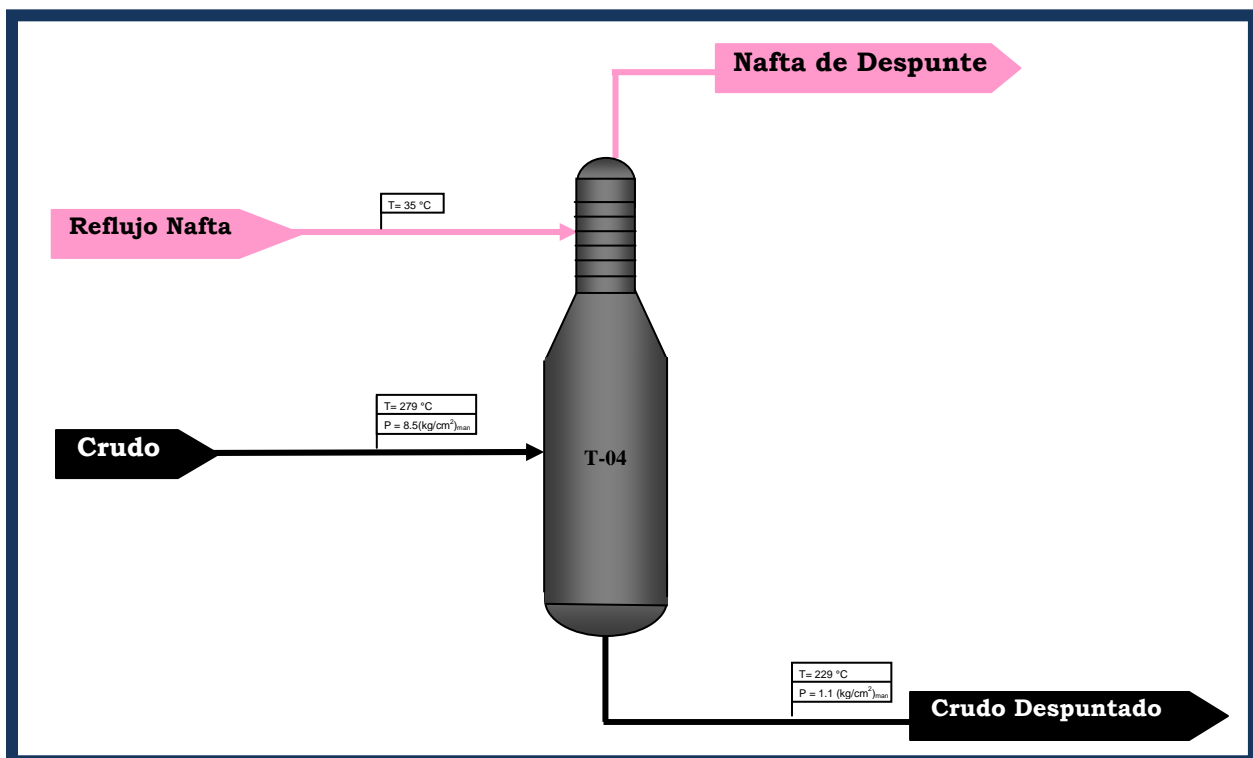


Figura 9. Despuntado del Crudo

Los vapores provenientes de las despuntadoras son parcialmente condensados. La mezcla efluente se envía a un tanque acumulador de la torre despuntadora para la separación de la parte de líquida y vapor. El destilado líquido es la Nafta ligera que se



### 3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

envía a estabilizar. El vapor obtenido contiene pequeñas fracciones de componentes recuperables, por lo que pasa al tanque de succión del compresor, donde las partículas líquidas arrastradas se separan y se envían a desfogue, dejando de esta forma exclusivamente el vapor que se comprime y condensa para posteriormente separar las fases resultantes en un separador. La fase líquida se bombea para unirse a la corriente de nafta líquida de despunte, enviándose la mezcla a estabilizar a la Planta Estabilizadora de Naftas.

#### 3.2.5 Calentamiento del Crudo Despuntado

El crudo despuntado que se obtiene por el fondo de las despuntadoras se envía por medio de las bombas BA-500 A-D a los Calentadores H-01 A y H-01 B. Cada corriente se divide en 8 líneas de 6 pulgadas de diámetro y son alimentados a control de flujo a través de las válvulas automáticas en cada uno de los 16 serpentines, operadas desde el cuarto de control. Como protección del calentador se tiene una válvula de corte rápido al combustible, accionada por: a) Baja presión de combustible; b) Bajo flujo de crudo. Además se tienen conexiones de 3 pulgadas de diámetro para la inyección de vapor para el decoquizado de los tubos de los calentadores.

Cada calentador consta de dos celdas calentadas por medio de 16 quemadores de gas y 16 quemadores de combustible. En la zona de convección de los calentadores hay un serpentín de 4 pulgadas de diámetro para recalentamiento de vapor de  $2.8 \text{ kg/cm}^2$  que es utilizado como vapor de proceso, para el arrastre de hidrocarburos, tanto en la Fraccionadora como en los Agotadores de productos. Este vapor deberá alcanzar una temperatura mínima de  $375 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Por cada calentador se tienen cuatro líneas que salen de cada celda, se unen en el cabezal de 24 pulgadas de diámetro (salida del calentador), inyectándose después a la línea de 36 pulgadas, la cual va a conectarse a la Torre Atmosférica T-01.

### 3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

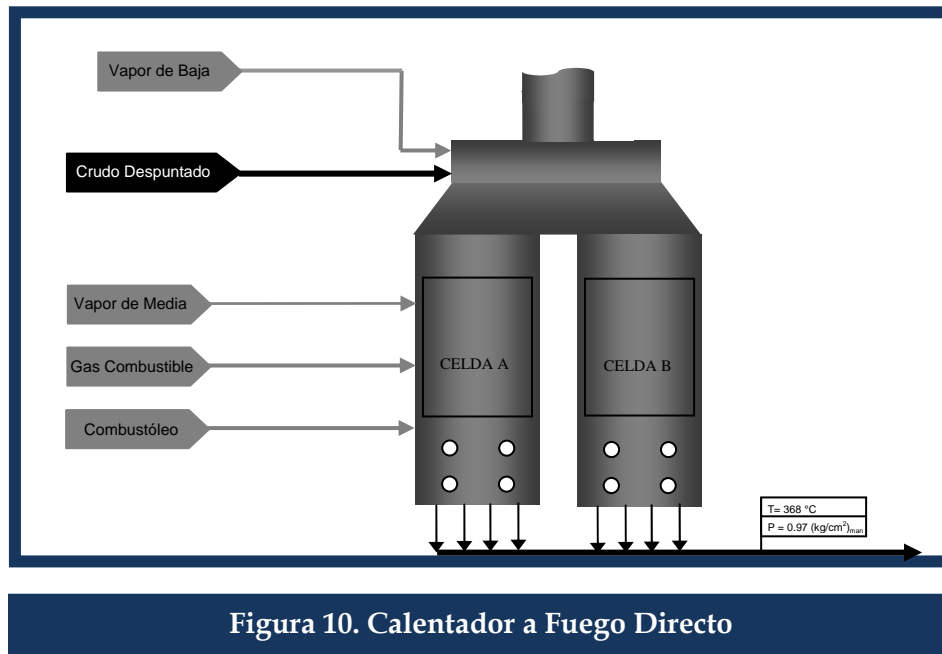


Figura 10. Calentador a Fuego Directo

#### 3.2.6 Destilación Atmosférica y Agotamiento

La Torre Fraccionadora T-01 cuenta con 33 etapas. La carga a la fraccionadora va por dos líneas de transferencia de 36 pulgadas de diámetro que saliendo de cada calentador se introducen a la torre en dos puntos diferentes de forma tal que la entrada se hace en forma tangencial con el objeto de evitar choques en las partes y no dañar el equipo. Esta alimentación se hace entre los platos 4 y 5 ó sea en la zona de vaporización entre las secciones de enriquecimiento y agotamiento de la misma. Entra a esta zona a  $368\text{ }^{\circ}\text{C}$  y a una presión de  $0.97\text{ kg/cm}^2$ .

También se alimenta a la torre una corriente de vapor de agua para disminuir la presión parcial de los hidrocarburos y así mantener la temperatura y presión adecuadas en la zona de vaporización de la torre, esto servirá para facilitar el arrastre de los productos ligeros. El destilado obtenido en el domo de la torre es dividido en dos flujo iguales, el primero será utilizada como reflujo hacia las torres despuntadoras T-04 A y T-04 B, y el resto es la corriente de Gasolina Primaria. (Ver Figura 11)

3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

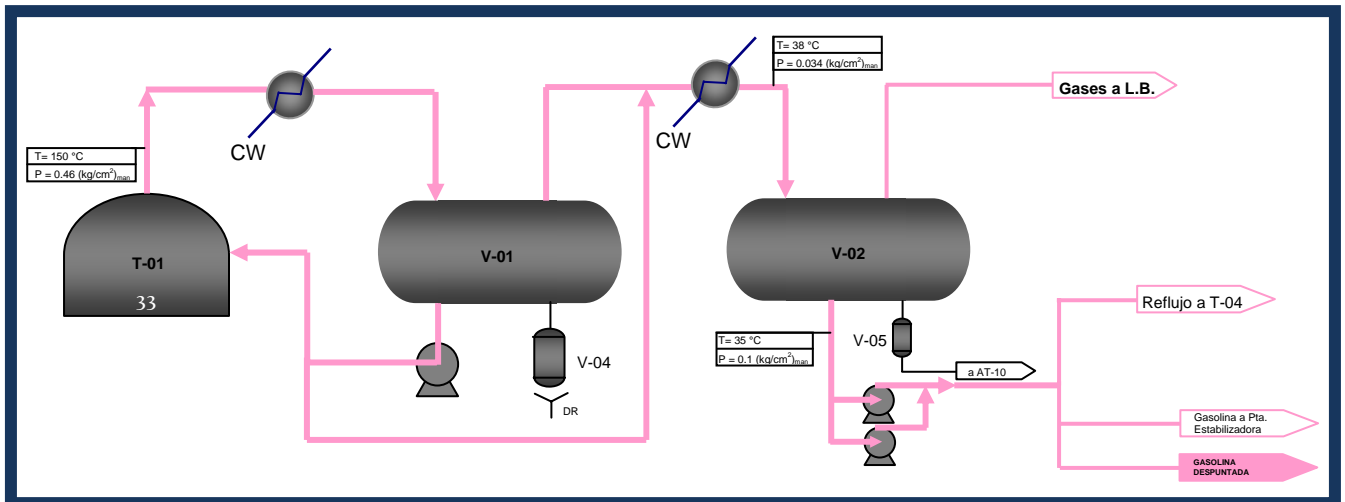


Figura 11. Condensadores

La Torre T-01 tiene 4 salidas laterales, las corrientes extraídas en cada salida lateral se separan en una pequeña Columna de Separación individual (T-02 A, T-02 B, T-02 C y TV-03). Cada una de ellas contiene cuatro platos, con vapor introducido por debajo del plato del fondo. Las columnas T-02 A, B y C, utilizan además del vapor, Reboilers (EX-07, EX-08 y EX-09) que utilizan el calor de la corriente de Residuo Atmosférico. Una vez que los productos obtenidos de la torre atmosférica (Turbosina, Querosina, Diesel y Gasóleo) son aprovechados para proporcionar calor en los diferentes intercambiadores de calor que ya se mencionaron, son divididas. Una parte de ellas son los productos de la torre atmosférica y el resto es recirculado a la Torre T-01. (Figura 12)





3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

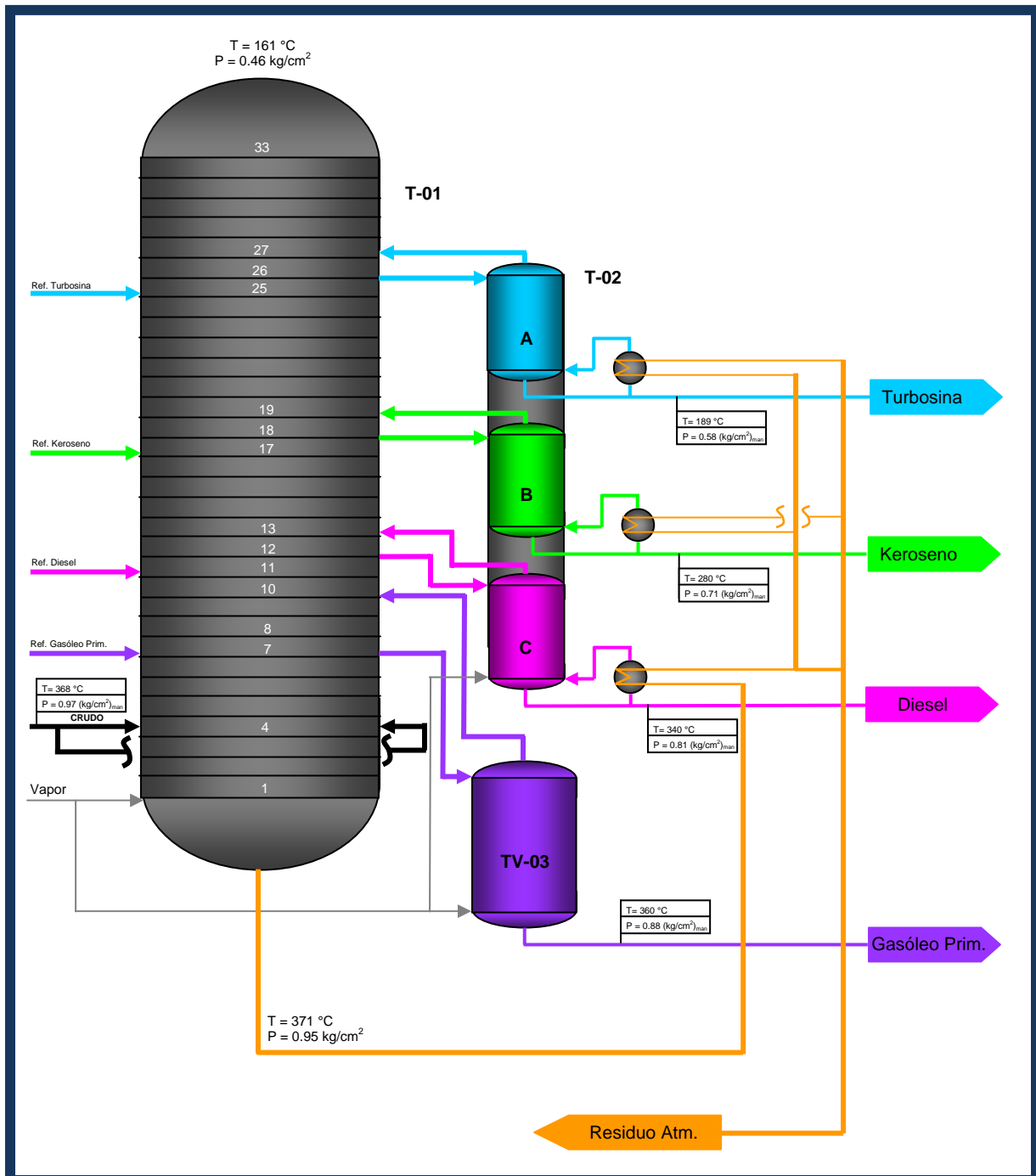


Figura 12. Columna T-01 de Destilación Atmosférica



---

3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

### 3.2.7 Destilación al Vacío

El residuo atmosférico, corriente 1v (75, 000 BPD), pasa a la Planta de Alto Vacío, cuyo proceso inicia en un Tren de Intercambiadores de Calor que aprovecha el calor de la Corriente 12 (extraída de la columna de vacío) y el Residuo de Vacío. Posteriormente la corriente 1v entra a los Calentadores a Fuego Directo H-01 A y H-01 B para alcanzar una temperatura de 402 °C (755°F). Finalmente esta corriente es alimentada a la Columna de Vacío (T-201) a una presión de 3.5 (lb/in<sup>2</sup>)<sub>abs.</sub>. Esta torre esta compuesta por un sistema de eyectores para alcanzar las bajas presiones requeridas en la columna. Para lograr el vacío se tienen dos bancos de eyectores con 3 eyectores cada uno y 3 condensadores. Una parte de los gases incondensables extraídos se queman y el resto es agua amarga. La torre de destilación posee 14 etapas de separación, con dos sistemas de recirculación (pumparound), que tienen como etapa de salida las mismas de las cuales se extraen los productos de esta torre: Gasóleo Ligero de Vacío y Gasóleo Pesado de Vacío. (Figura 13)

### 3.3 Servicios Auxiliares

En esta área se incluyen las unidades e instalaciones que proporcionan energía eléctrica, vapor, agua y aire, requeridos para la operación y mantenimiento de las instalaciones de la Refinería.

El agua se obtiene de la presa Benito Juárez, localizada a 36 km de la Refinería, enviándose a través de un acueducto hacia tanques de almacenamiento. De estos tanques se envía a la planta pretratadora, la cual alimenta a la planta desmineralizadora, las torres de enfriamiento y a todos los servicios de talleres, edificios y áreas de operación.



3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

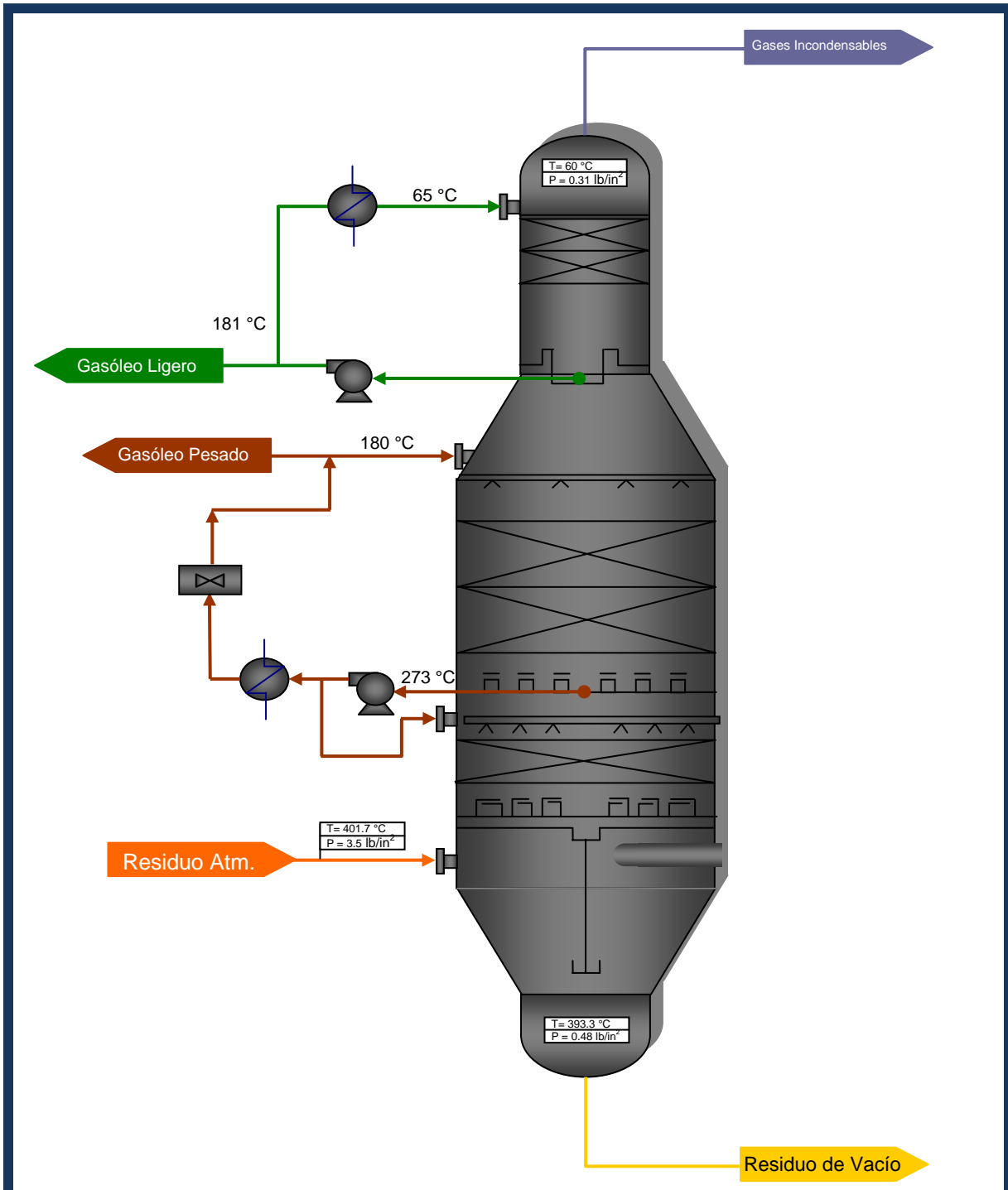


Figura 13. Columna T-201 de Destilación al Alto Vacío



---

### 3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

El agua desmineralizada se envía a calentamiento y a eliminación de oxígeno en los desaeradores, alimentando a las calderas a fin de generar vapor a 60 kg/cm<sup>2</sup>, que se empleará en los turbogeneradores para la generación eléctrica y con el propósito de alimentar vapor a las plantas de proceso. Para los demás servicios se cuenta con una planta de compresores, una potabilizadora y bombas contraincendio.

El agua de enfriamiento utilizada en la Planta Primaria I proviene de la Torre de Enfriamiento TE-01 con las siguientes condiciones en Límite de Batería: 0.3 (kg/cm<sup>2</sup>)<sub>man</sub>, 32 °C y regresa a la torre a 5.6 (kg/cm<sup>2</sup>)<sub>man</sub>, 44°C. El agua es utilizada en los condensadores primarios y secundarios de nafta, en los enfriadores de turbosina, querosina, diesel y gasóleo primario, y en la caja enfriadora de residuo.

#### 3.4 Agentes Químicos

Los tres principales reactivos químicos utilizados son:

- 1) Desemulsificante. En la succión de las bombas P-01 antes del tren de calentamiento del crudo se tiene una línea de 1 pulgada de diámetro para la inyección de desemulsificante para romper la emulsión crudo-agua y poder eliminar el agua salada del crudo.
- 2) Inhibidor de corrosión. Debido a la presencia de agentes corrosivos (H<sub>2</sub>S y HCl en presencia de agua), se inyectan los inhibidores de corrosión, filmico y neutralizante. Por ejemplo el inhibidor de corrosión utilizado en los condensadores de gasolina forma un película protectora en su superficie para evitar la corrosión de los equipos.
- 3) Amoniaco. El amoniaco anhidro se inyecta mediante una línea de 1 pulgada de diámetro con el fin de neutralizar los ácidos clorhídrico y sulfhídrico que se tienen en los últimos platos de la torre atmosférica con la finalidad de controlar el pH y así reducir la corrosión.



---

3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

### 3.5 Desfogue Húmedo

El sistema de desfogue húmedo, está diseñado para contener el desfogue de los equipos de las Plantas de Alto Vacío, Estabilizadora y Primaria. Los equipos de la Planta Primaria que desfogan al sistema son:

- Los precalentadores de crudo
- El enfriador primario de diesel contra agua salada
- Las desaladoras
- Los rehervidores de turbosina, querosina y diesel
- Acumuladores de Nafta
- Torre Fraccionadora
- Eyectores
- Torre agotadora de aguas amargas

El sistema se compone de un cabezal general de 30 pulgadas de diámetro (que reúne los desfogues de los equipos mencionados) y el separador V-08 que tiene como objeto separar los hidrocarburos condensables y enviarlos a recuperación.



# GENERACIÓN DEL ESQUEMA DE SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I DE LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAXACA



## 3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

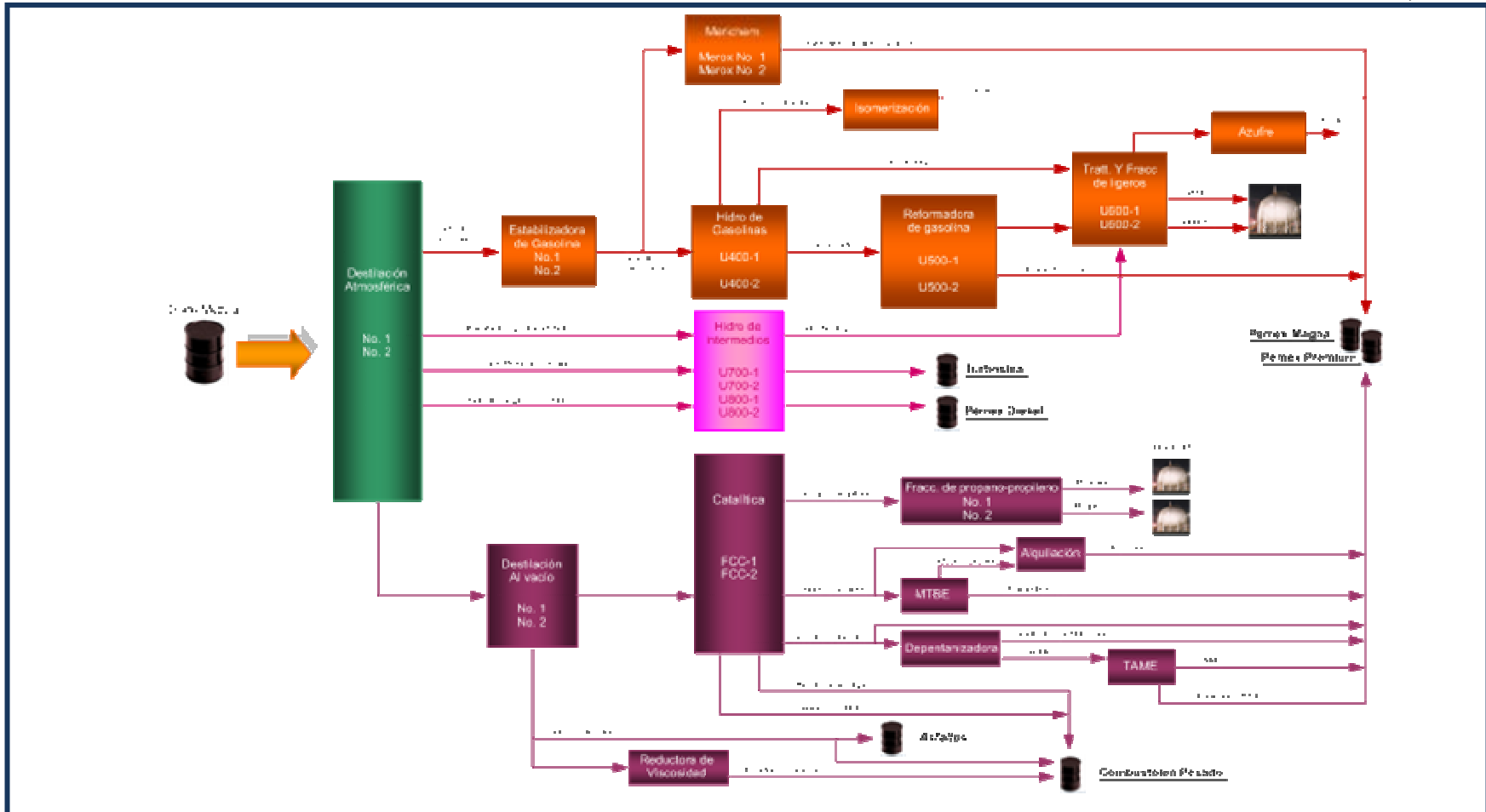


Figura 14. Diagrama de Proceso en la Refinería de Salina Cruz, Oax.



GENERACIÓN DEL ESQUEMA DE SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I DE LA  
REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAXACA



3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAX.

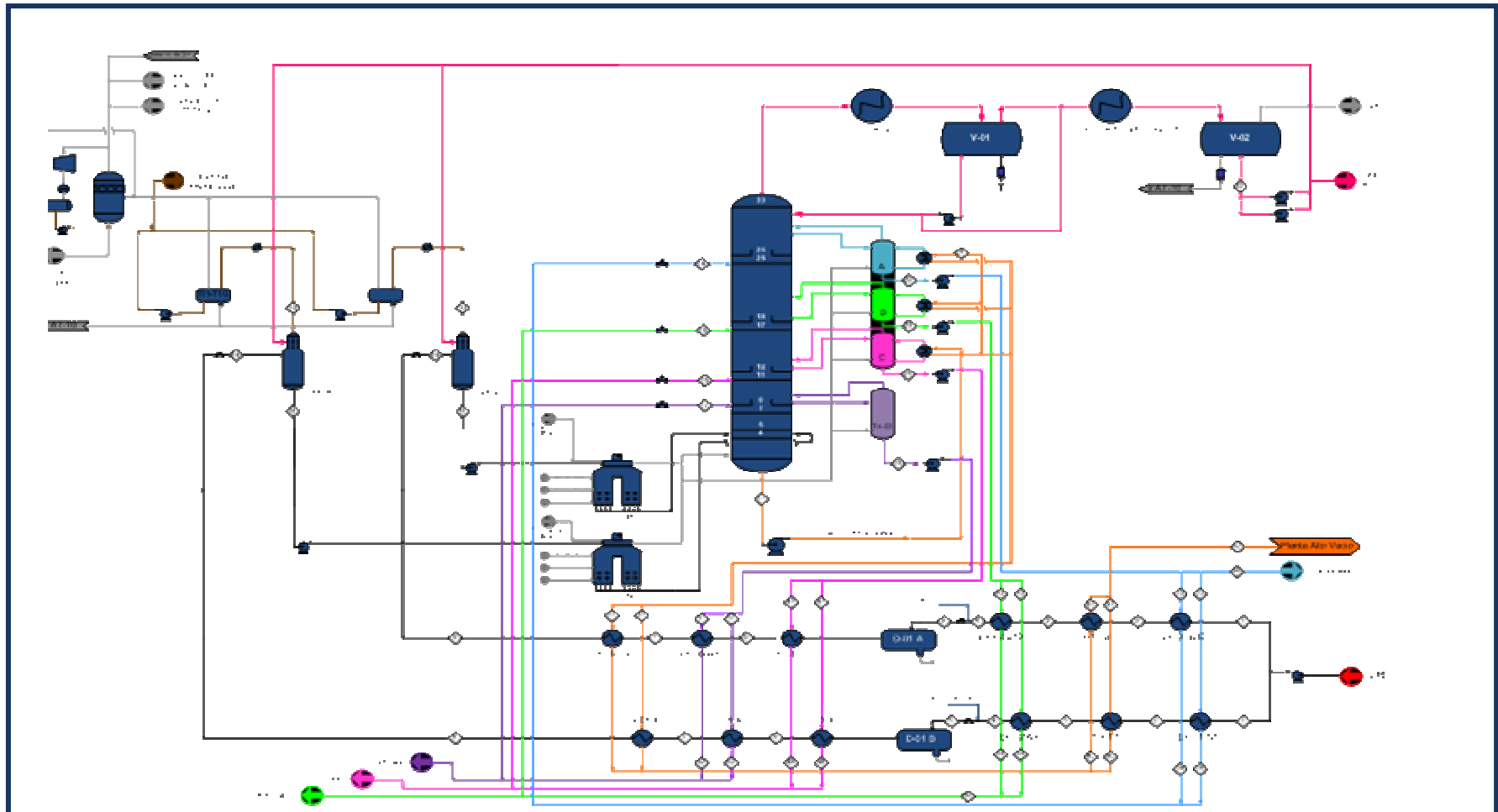


Figura 15. Diagrama de Proceso del Proceso de Destilación Atmosférica



# 4

## SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I

---

### 4.1 Descripción del Simulador

El simulador que se utilizó en este trabajo fue AspenHYSYS Versión 2004. AspenHYSYS es una herramienta comercial que permite modelar procesos para diseños conceptuales, optimización, planeación de negocios, realizar monitoreos de la producción de gas y crudo, refinación del petróleo, entre otras muchas funciones. Algunas de sus principales características es que permite un manejo eficiente de las corrientes para el diseño de proceso y dimensionamiento de equipo. También proporciona cálculos exactos en el cálculo de propiedades físicas y de transporte, así como el comportamiento de crudos en la industria de la refinación.

Los modelos de unidades de operación que posee este simulador incluyen destilaciones, reacciones, operaciones de transferencia de calor, controladores y operaciones lógicas, tanto en estado estacionario como dinámico.

### 4.2 Esquema de Simulación

Esta simulación se realizó en dos secciones, tal como ocurre en la Planta Primaria I de la Refinería “Antonio Dovalí Jaime”, Salina Cruz, Oaxaca. La primera se refiere a la Planta de Destilación Atmosférica y la segunda a la Planta de Alto Vacío.





#### 4. SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I

Cada una de las plantas se simuló de tal manera que todos los equipos se encuentran conectados entre sí para lograr una mayor cercanía con el comportamiento real de dichas unidades de proceso.

Para llevar a cabo la simulación de manera exitosa es necesario llevar cierto orden en su realización, es por eso que es importante determinar los pasos a seguir para realizar el esquema de simulación, que facilite el manejo de datos y por consecuencia se obtengan resultados correctos y más confiables. La metodología utilizada fue la siguiente:

- 1) **Definir Sistema de Unidades:** El hecho de especificar las unidades que se requieren utilizar para cada variable, será un factor importante para que la introducción de datos e interpretación de resultados se lleve a cabo con mayor rapidez. HYSYS permite el cambio de unidades durante cualquier etapa de la simulación, sin embargo es preferible definir las desde el inicio. Las unidades que se utilizarán en nuestra simulación quedan especificadas de la siguiente manera:

Tabla 10. Unidades utilizadas durante la simulación	
Propiedad	Unidad
Flujo Volumétrico Estándar	BPD
Flujo Másico	Lb/h
Flujo Molar	Lbmol/h
Temperatura	°C
Presión*	(Kg/cm <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>

\* Para una mayor facilidad de manejo de los datos, durante la destilación al vacío se utilizó como unidad de presión (lb/in<sup>2</sup>)<sub>abs</sub>

- 2) **Abrir Nuevo Caso.** Aparecerá la ventana “Simulation Basis Manager”, en la cual se llevarán a cabo los principales pasos para definir y caracterizar el crudo que se utilizará en la simulación.



4. SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I

- 3) **Definir Modelo para el Cálculo de Propiedades Termodinámicas.** El modelo elegido para la simulación fue Peng-Robinson, ya que es una de las ecuaciones de estado que se aproxima mejor a valores reales en el cálculo de propiedades de hidrocarburos.
- 4) **Definir componentes.** Se introducen los compuestos puros que están presentes en el crudo, tomando en cuenta también el agua que posteriormente se necesitará para definir la composición el vapor en la columna atmosférica y de vacío.

Tabla 11. Componentes Puros presentes en el Crudo

Componente	Símbolo
Metano	C <sub>1</sub>
Etano	C <sub>2</sub>
Propano	C <sub>3</sub>
Isobutano	iC <sub>4</sub>
n-Butano	nC <sub>4</sub>
Isopentano	iC <sub>5</sub>
n-Pentano	nC <sub>5</sub>
Ácido Sulfhídrico	H <sub>2</sub> S
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>
Agua	H <sub>2</sub> O

- 5) **Caracterización del Crudo.** Este paso se divide en varias etapas dependiendo de cuanta información se tenga disponible para caracterizar el crudo.
- Crear un Análisis (Assay), definir:
    - Curva de Destilación. En este caso se introdujeron datos de la Curva de Destilación ASTM D86:



4. SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I

**Tabla 12. Datos de Curva de Destilación ASTM D-86**

% Volumen	T (°C) ASTM
22	185
31	252
39	287
53	367
62	454
67	503
73	538

- Propiedades de Bulto (Bulk Properties): Densidad Estándar de 29.30 °API
- Composición de Ligeros (Light Ends)

**Tabla 13. Composición de Light Ends en la mezcla de crudo**

Componente	%mol
C <sub>1</sub>	12.1
C <sub>2</sub>	39.9
C <sub>3</sub>	25.3
iC <sub>4</sub>	2.0
nC <sub>4</sub>	2.9
iC <sub>5</sub>	0.0
nC <sub>5</sub>	0.0
H <sub>2</sub> S	14.5
CO <sub>2</sub>	3.1
H <sub>2</sub> O	0.0



4. SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I

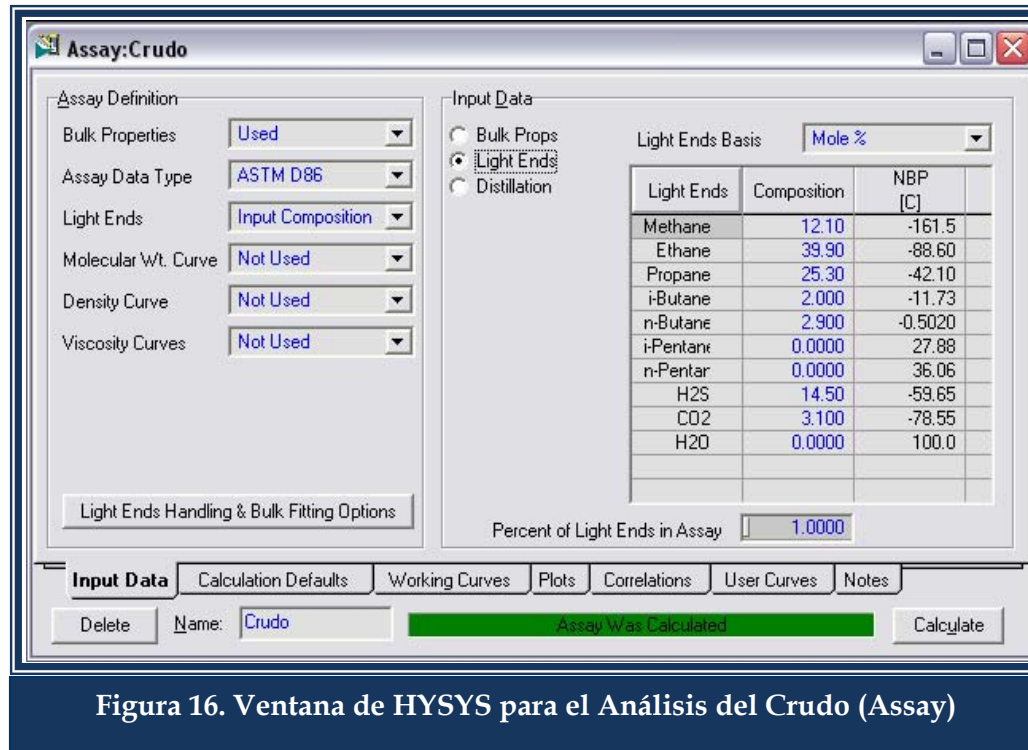


Figura 16. Ventana de HYSYS para el Análisis del Crudo (Assay)

Nota: La caracterización completa de la mezcla de crudo utilizada se muestra en el Anexo 1.

- Definir Cortes (Blend). Se selecciona el número de cortes necesarios para llevar a cabo cada separación. Puede utilizarse como referencia la Tabla 14, o bien, como se hizo en esta simulación, elegir la opción Autocut. Al utilizar esta opción HYSYS calculará un número de cortes de forma automática. De esta manera HYSYS habrá calculado los componentes hipotéticos presentes en nuestro crudo, de acuerdo a la información proporcionada. HYSYS calcula los cortes basado en los siguientes valores para los rangos de puntos de ebullición y número de cortes por rango:

- PIE a 800 °F; 25 °F por corte, generando  $[(800-PIE)/25]$  pseudocomponentes
- 800 °F a 1200 °F; 50 °F por corte, generando 8 pseudocomponentes
- 1200 a 1400 °F; 100 °F por corte, generando 2 pseudocomponentes



4. SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I

El PIE es el punto normal de ebullición del componente más pesado de los ligeros (Light Ends).

- Instalar Corriente (Install Oil). Se nombra una corriente de crudo, que es la que se definió durante la caracterización, para poder utilizarla como corriente inicial en nuestra simulación del proceso.

**Tabla 14. Número de cortes utilizados en la mayoría de las Refinerías**

Intervalo TBP (°F)	Intervalo TBP (°C)	Número de Pseudo-componentes (cortes)
<100	<37.8	Usar componentes reales (pentanos y ligeros)
100 - 800	37.8 - 427	28
80 - 1200	427 - 649	8
1200 - 1600	649 - 871	4

Fuente: Kaes, Gerald L., AIChE

- 6) **Especificar Módulos de Cálculo.** Se determinará que módulo representa a cada una de las unidades de proceso.

**Tabla 15. Módulos de cálculo utilizados en el simulador**

Módulos en HYSYS	Equipo que representa	Símbolo en HYSYS
Column Absorber	Columna Despuntadora y de Vacío	
Column Refluxed Absorber	Columna Atmosférica	
Cooler	Enfriador	
Heater	Calentador a Fuego Directo	



4. SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I

Tabla 15. Módulos de cálculo utilizados en el simulador (Continuación)

Módulos en HYSYS	Equipo que representa	Símbolo en HYSYS
Heat Exchanger	Intercambiador de Calor	
Mixer	Mezclador	
3 Phase Separator	Desalador	
Pump	Bomba	
Recycle	Recirculación	
Side Strippers	Salida Lateral	
Tee	Divisor	
Valve	Válvula	

- 7) **Especificar condiciones de Diseño.** Se deben especificar las variables necesarias en cada equipo de proceso, tales como flujo, presión y temperatura de las principales corrientes de proceso. Dependiendo de la unidad de proceso que se este calculando será el número de variables a especificar para que HYSYS pueda resolver dicho equipo. Es decir, el número de grados de libertad para cada uno de los equipos debe ser igual a cero.

Las unidades de proceso que conllevan una mayor dificultad para lograr su convergencia son las torres de destilación. En la Figura 17 se muestran las variables que se especificaron para lograr la convergencia de la columna. Como puede observarse casi



#### 4. SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I

todas las especificaciones se refieren a los puntos de corte (temperaturas de corte) para las principales fracciones que son producto de esta destilación.

Specifications	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active	Estimate	Current
Reflux Ratio	<empty>	11.1	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Distillate Rate	1500 barrel/day	5.51e+003	2.6736	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Reflux Rate	<empty>	6.12e+004	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Vap Prod Rate	0.0000 barrel/day	7.71e-019	-0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Btms Prod Rate	<empty>	6.82e+004	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Cut Point	168.0 C	168	-0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Temperature	35.00 C	35.0	0.0000	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
TV-03 Prod Flow	<empty>	3.83e+004	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Cut TV-03	450.0 C	452	0.0004	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
C Prod Flow	<empty>	8.40e+004	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Cut-C	356.0 C	356	-0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
B Prod Flow	<empty>	7.97e+004	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Cut-B	264.0 C	264	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
A Prod Flow	<empty>	7.82e+004	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Cut-A	238.0 C	238	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>

Figura 17. Especificaciones en la Torre Atmosférica

Para el caso de la columna de Destilación a Vacío, en la Figura 18 se observan las variables a especificar para lograr la convergencia, las cuales igual que en el caso anterior, fueron los puntos de corte de los productos.

Specifications	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active	Estimate	Current
TopStagePA_Rate(Pa)	6161 barrel/day	2.04e+003	-0.6691	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
TopStagePA_Dt(Pa)	<empty>	256	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
TopStagePA_Duty(Pa)	<empty>	-7.73e+006	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
GLV Rate	2000 barrel/day	4.08e+003	1.0377	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
GPV Rate	5500 barrel/day	4.99e+003	-0.0928	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
TopStagePA_TRet(Pa)	37.78 C	37.8	-0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Vapour Flow	3335 lb/hr	3.34e+003	0.0001	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Cut GLV	492.8 C	490	-0.0006	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Cut GPV	530.0 C	530	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
PA_1_Rate(Pa)	4900 barrel/day	4.90e+003	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
PA_1_TRet(Pa)	93.33 C	93.3	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>

Figura 18. Especificaciones en la Torre de Destilación al vacío



---

#### 4. SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I

- 8) **Validez de la Simulación.** Con base en los datos de diseño, se procede a comparar esta información con los resultados obtenidos, de tal manera que se pueda determinar la validez de los mismos. En el Capítulo 6 se realizará un análisis de los resultados obtenidos para así poder determinar la validez de la simulación.





GENERACIÓN DEL ESQUEMA DE SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I DE LA  
REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAXACA



4. SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA I

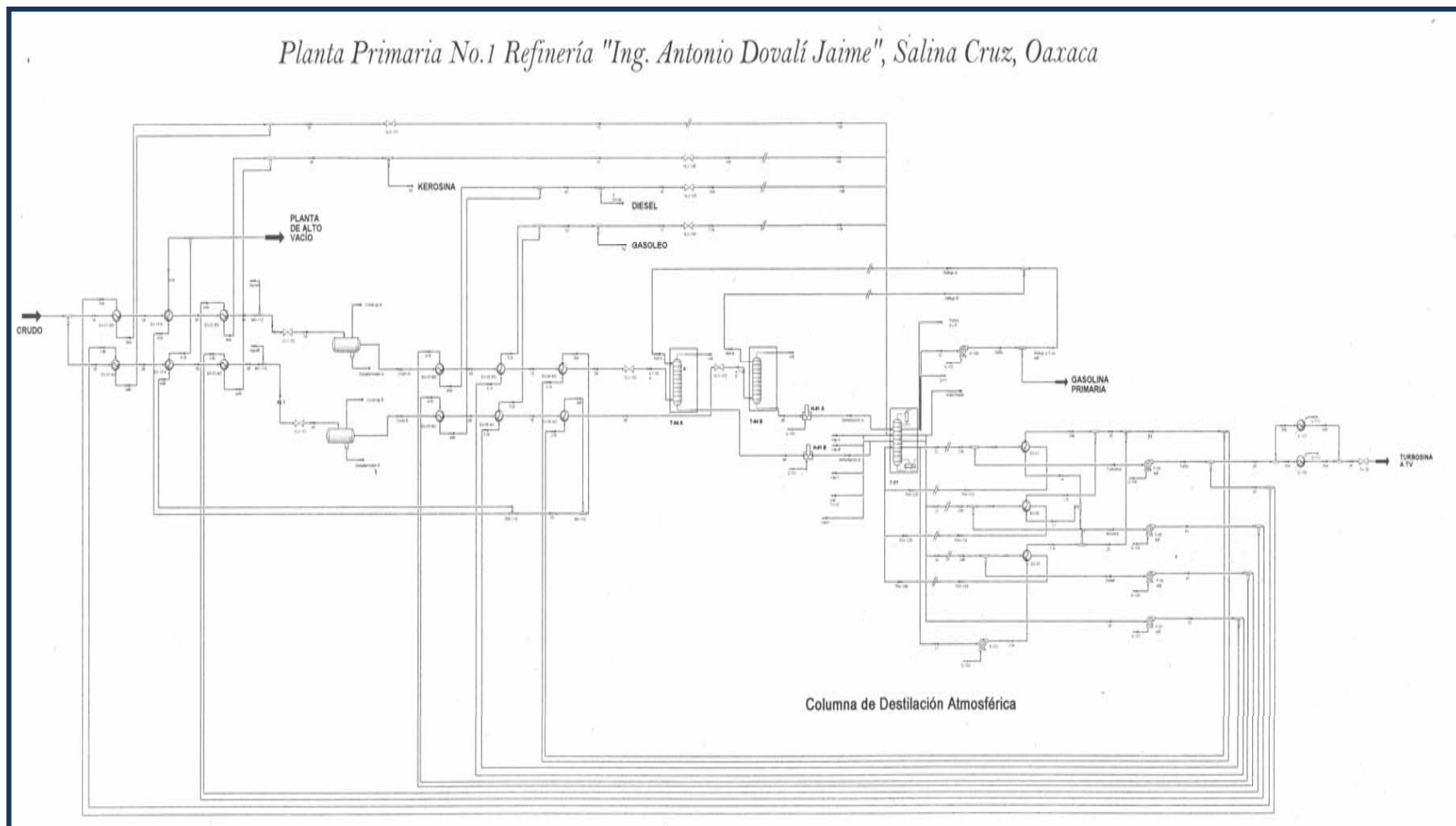


Figura 19. Esquema de Simulación del Proceso de Destilación Atmosférica



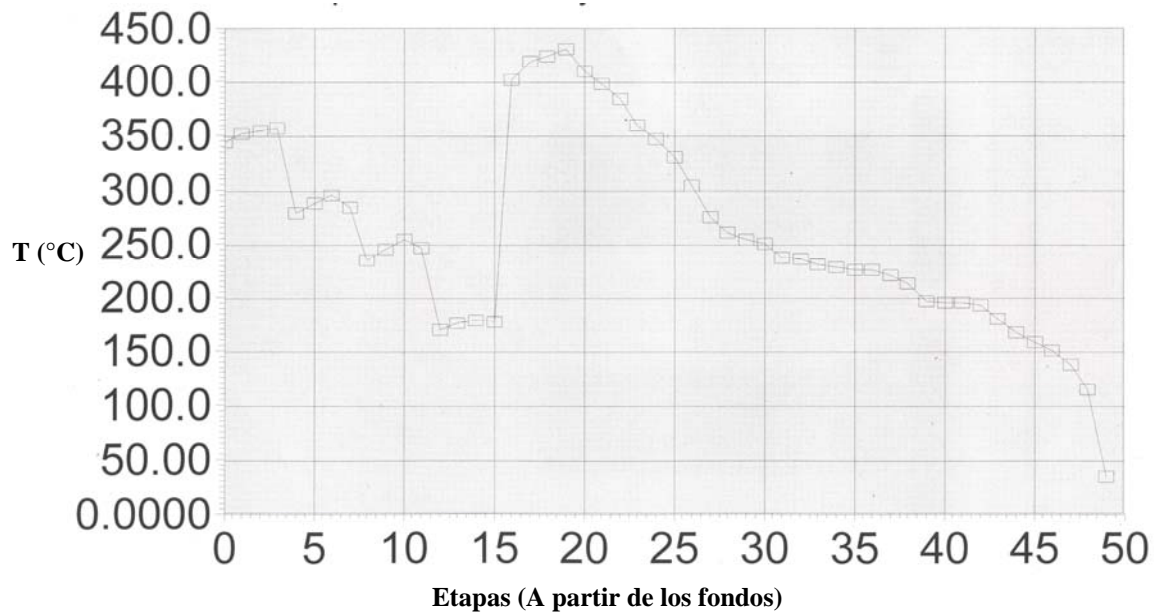


# 5

# RESULTADOS

A continuación se muestran los perfiles de temperaturas de las torres de Destilación Atmosférica y de Vacío, así como las curvas de puntos de ebullición obtenidas a partir del simulador AspenHYSYS. De igual manera se muestran los diagramas (PDF) para cada una de las torres de destilación, las cuales ilustran de manera más específica el número de platos, las recirculaciones (pumparounds) y reboilers que fueron aplicados.

Gráfica 3. Perfil de Temperaturas en la Torre Atmosférica

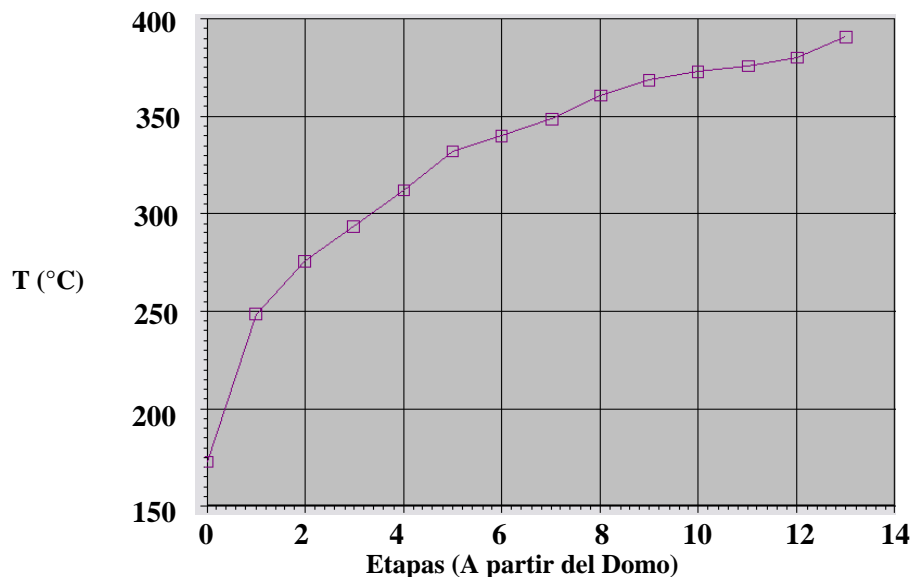




5. RESULTADOS

La gráfica 3 muestra el perfil de temperaturas en la Torre Atmosférica. El comportamiento de esta gráfica se puede explicar, partiendo del hecho de que el perfil se representa en forma dependiente de las etapas o platos teóricos en los cuales se llevo a cabo cada corte. La curva inicia en el plato del fondo a una temperatura de 360°C. Para cada uno de los 4 agotadores se consideraron 4 etapas, que sumados a los 33 platos de la columna atmosférica suman las 49 etapas que se muestran en ésta gráfica. De igual forma se puede observar como mientras se avanza a lo largo de la columna empezando del fondo hasta llegar a la cabeza, la temperatura va decreciendo. Por lo tanto está gráfica es un imagen clara de cómo se lleva a cabo el proceso de destilación a lo largo de la columna mediante la visualización de las temperaturas de ebullición. En el caso de la gráfica 4, el comportamiento de la columna de vacío parte de la cabeza hacia los fondos por lo que es lógico observar que mientras se avanza en el número de platos la temperatura aumenta, tal como es el comportamiento en dicha columna.

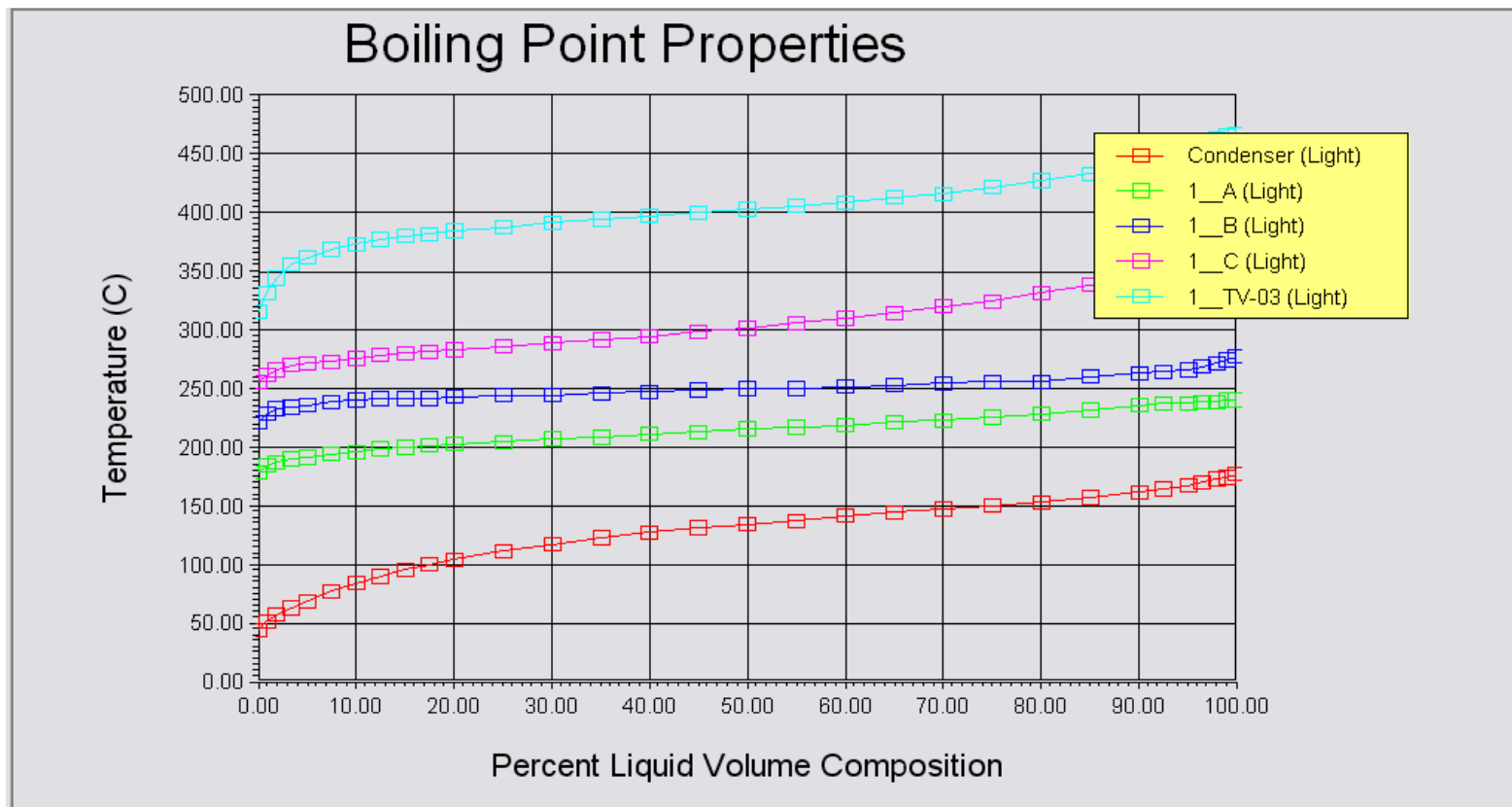
Gráfica 4. Perfil de Temperaturas en la Torre de Vacío



Las gráficas 5 y 6 muestran las curvas de destilación arrojadas por el simulador para cada uno de los cortes (Condensador-Nafta, A-Turbosina, B-Querosina, C-Diesel, TV-03-Gasóleos, 4\_ TS-1-Gasóleo Ligero de Vacío, 8\_TS-1- Gasóleo Pesado de Vacío), obtenidos en la columna atmosférica y de vacío, respectivamente.

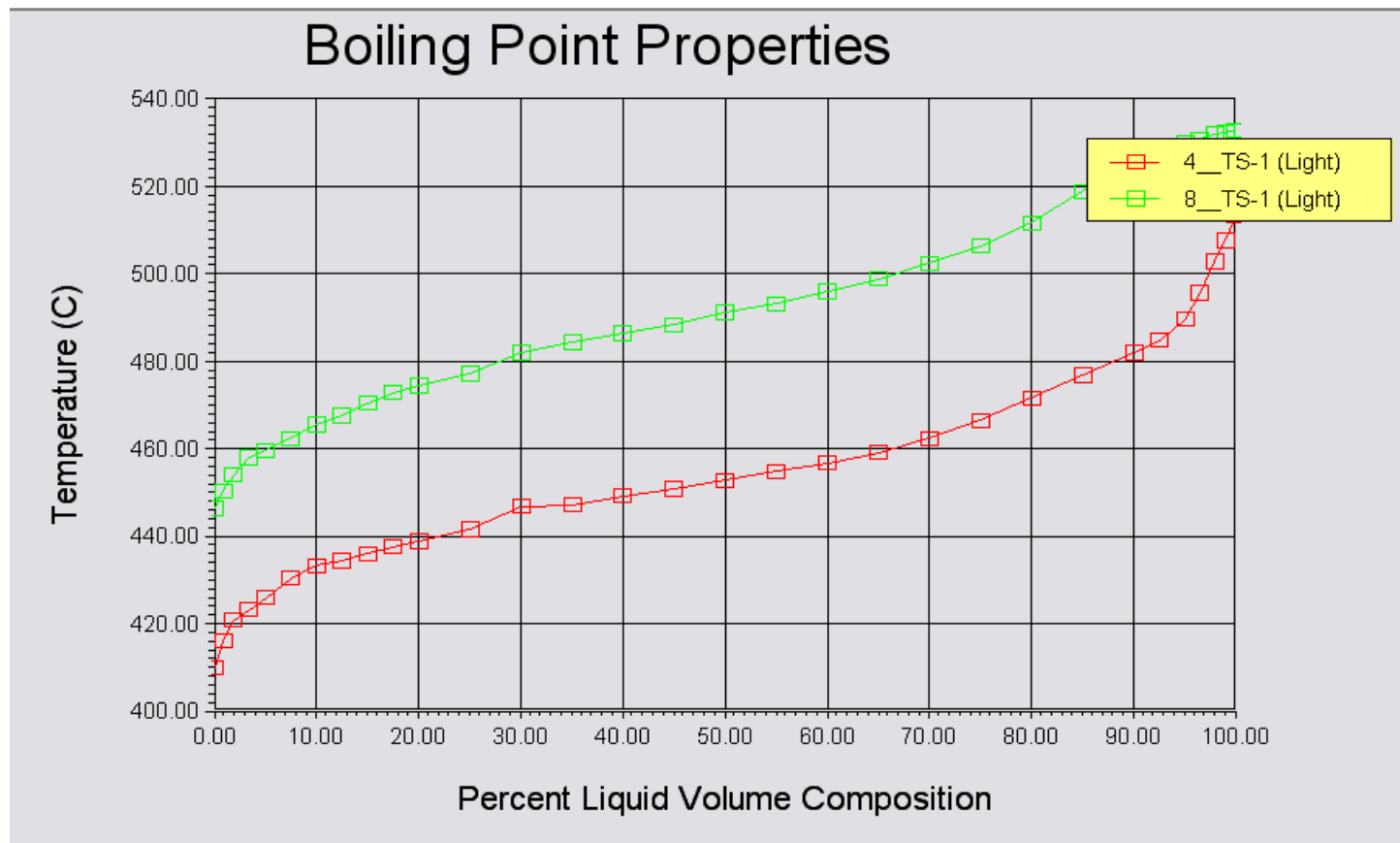


Gráfica 5. Curvas de Destilación de las Fracciones obtenidas en la Torre Atmosférica





Gráfica 6. Curvas de Destilación de las Fracciones obtenidas en la Torre de Vacío



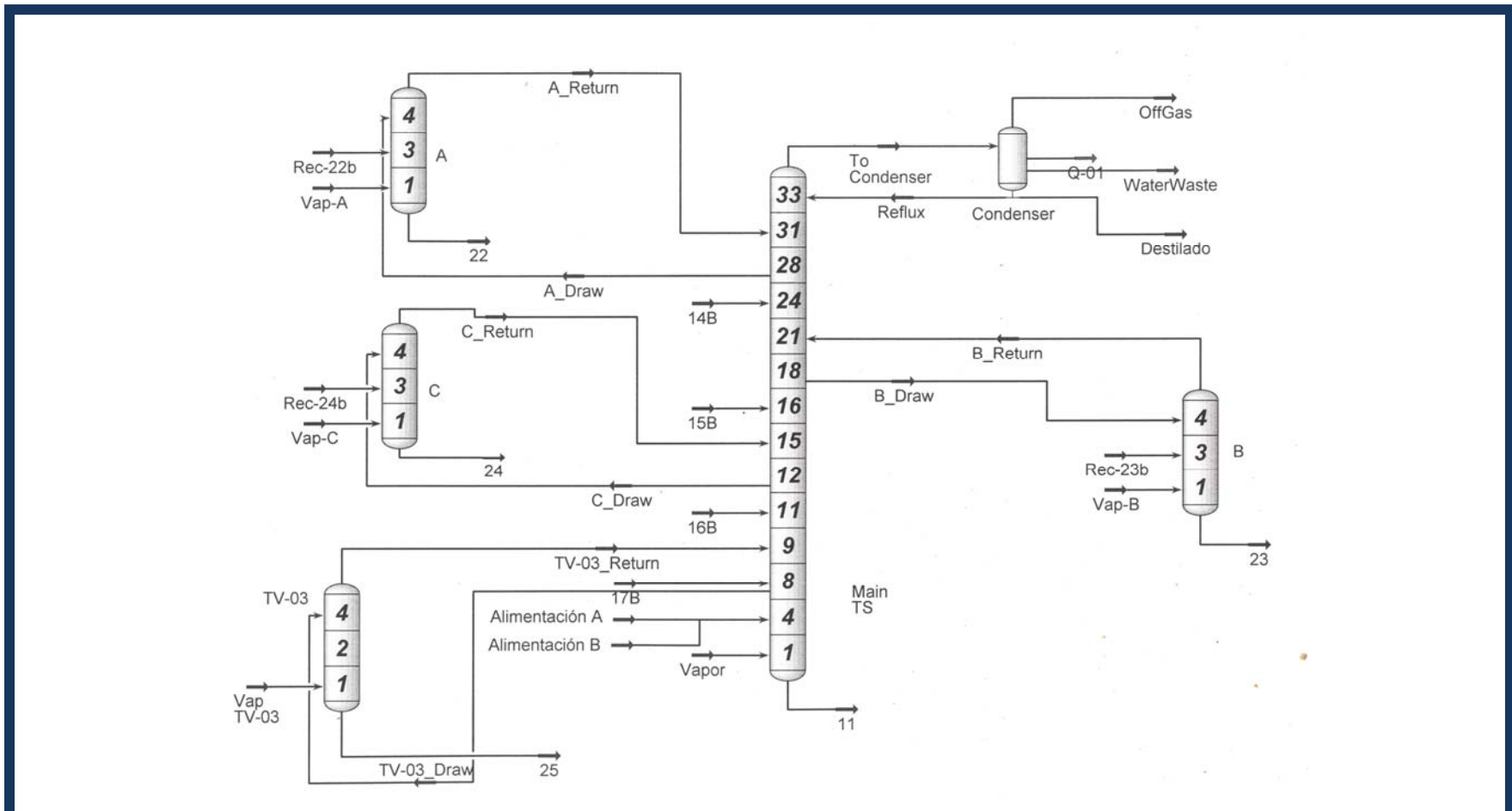


Figura 22. Esquema de Simulación de la Columna de Destilación Atmosférica

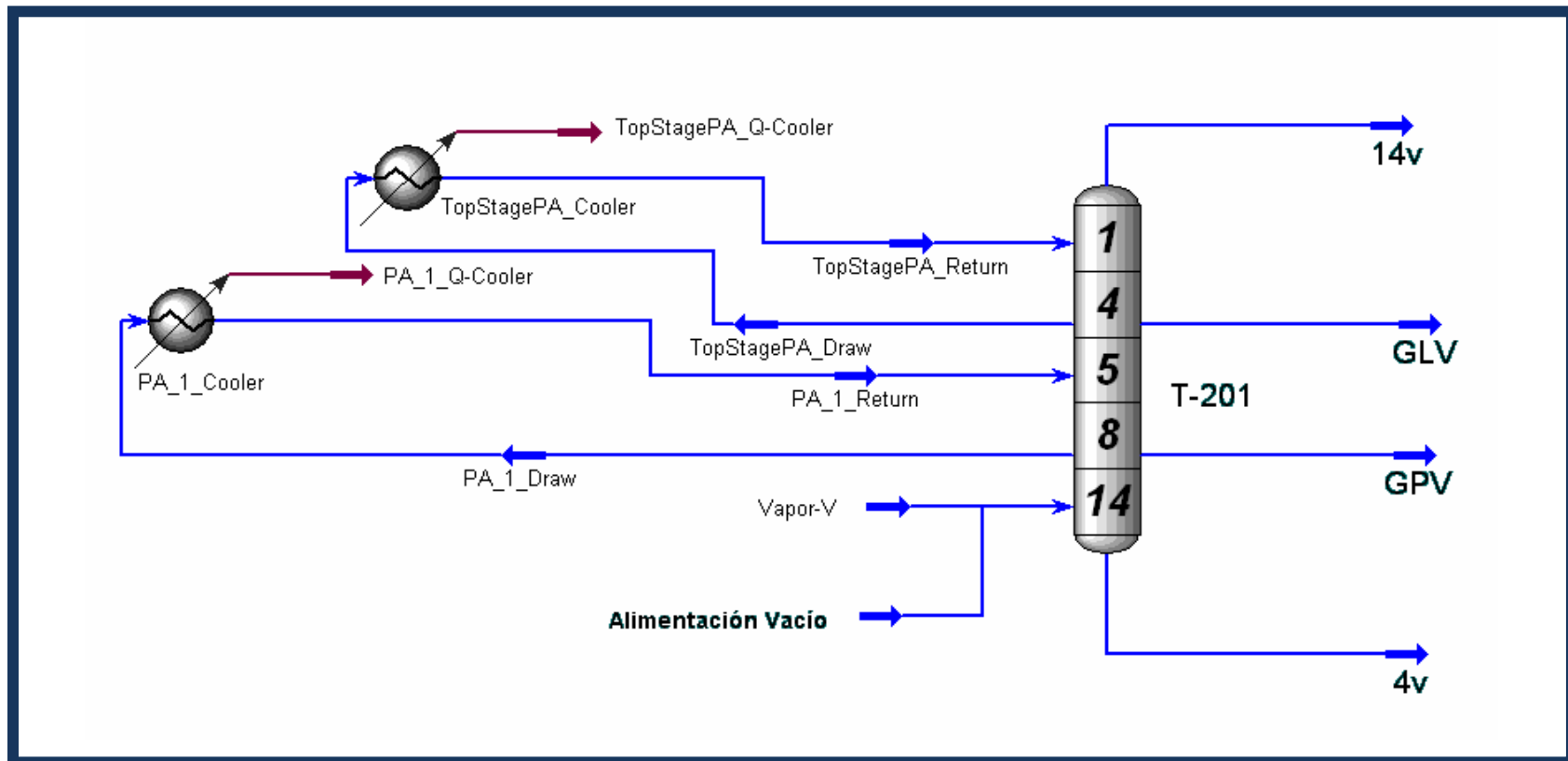


Figura 23. Esquema de Simulación de la Columna de Destilación al Vacío





# 6

## ANÁLISIS DE RESULTADOS

Para comprobar la validez de esta simulación, se compararon los resultados obtenidos de la misma con los datos de diseño. Dado que no es posible lograr la convergencia de flujos y perfiles de temperaturas de forma simultánea, se debe seleccionar entre estos dos parámetros, cual será el que defina la validez de la simulación. En este caso, se decidió elegir las curvas de destilación ASTM D86 como parámetro de comparación ya que, debido a que influye directamente en la composición deseada para cada fracción obtenida, se considera que tiene un peso mayor que los flujos para validar la simulación.

Las siguientes tablas muestran la comparación de las temperaturas, presiones y flujos de las corrientes de los productos principales para cada una de las columnas de destilación; así como también las temperaturas de la curva de destilación ASTM D86 y el porcentaje de error correspondiente a cada separación, calculado de acuerdo a la siguiente ecuación:

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

De igual manera se muestran para cada uno de las corrientes de productos de ambas columnas, las gráficas que representan las curvas de destilación tanto de diseño como las obtenidas con el simulador.



Tabla 16. Comparación de Resultados: Nafta

Nafta	Diseño	HYSYS	Error %
T (°C)	35.00	35.00	0.00
P (kg/cm <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>	0.10	0.10	0.00
F (BPD)	16975.00	5510.40	67.54
ASTM D86 5%	72	69.91	2.90
ASTM D86 15%	90	96.72	7.47
ASTM D86 25%	101	112.01	10.90
ASTM D86 35%	110	123.49	12.26
ASTM D86 45%	118	131.67	11.58
ASTM D86 55%	127	138.54	9.08
ASTM D86 65%	134	144.72	8.00
ASTM D86 75%	144	150.59	4.58
ASTM D86 85%	154	158.02	2.61
ASTM D86 95%	168	168.00	0.00

Gráfica 7. Comparación de Resultados: Nafta

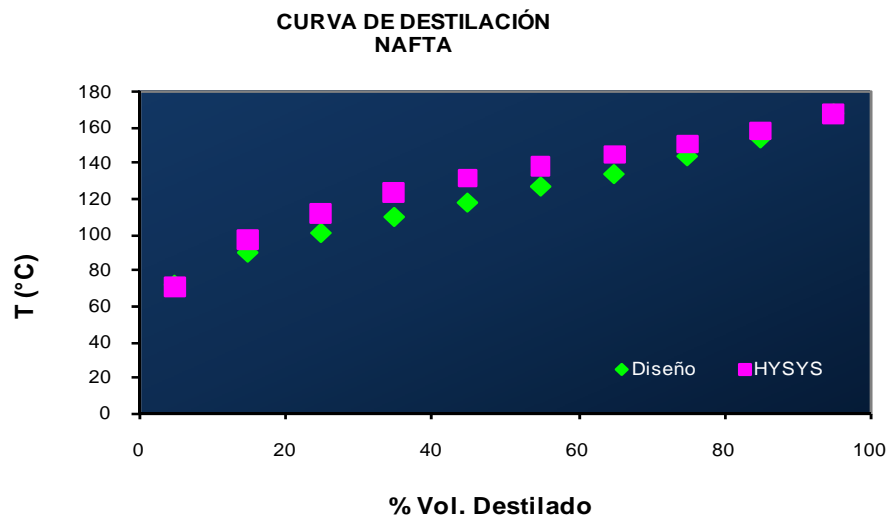




Tabla 17. Comparación de Resultados: Turbosina

Turbosina	Diseño	HYSYS	Error %
T (°C)	189.00	170.11	9.99
P (kg/cm <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>	0.58	0.58	0.00
F (BPD)	66669.00	62598.84	6.11
ASTM D86 5%	172	192.04	11.65
ASTM D86 15%	180	200.66	11.48
ASTM D86 25%	184	205.02	11.42
ASTM D86 35%	188	209.30	11.33
ASTM D86 45%	194	213.47	10.03
ASTM D86 55%	199	217.62	9.36
ASTM D86 65%	208	221.62	6.55
ASTM D86 75%	216	226.10	4.68
ASTM D86 85%	229	232.35	1.46
ASTM D86 95%	238	238.64	0.27

Gráfica 8. Comparación de Resultados: Turbosina

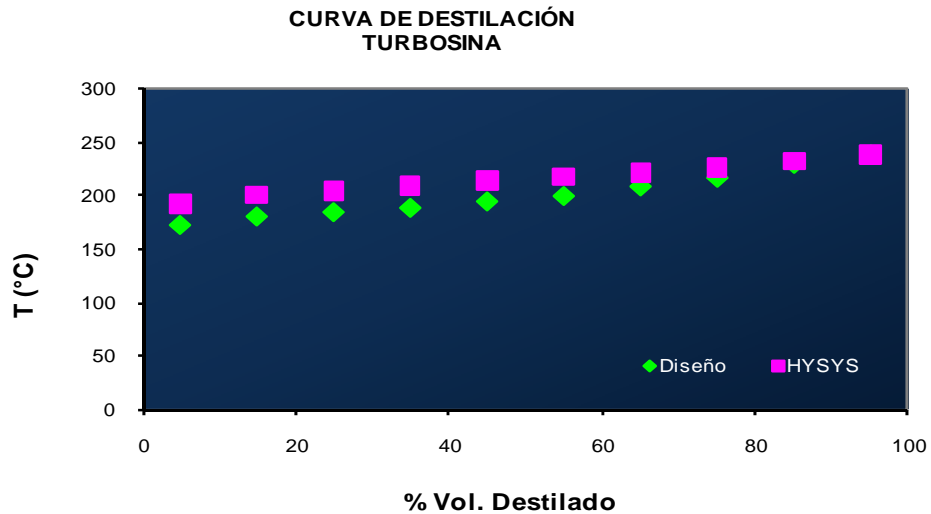




Tabla 18. Comparación de Resultados: Keroseno

Keroseno	Diseño	HYSYS	Error %
T (°C)	280.00	235.41	15.93
P (kg/cm <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>	0.71	0.71	0.00
F (BPD)	64221.70	56040.65	12.74
ASTM D86 5%	188	236.91	26.02
ASTM D86 15%	194	242.15	24.82
ASTM D86 25%	200	244.52	22.26
ASTM D86 35%	208	246.89	18.70
ASTM D86 45%	212	249.24	17.57
ASTM D86 55%	220	251.57	14.35
ASTM D86 65%	228	253.90	11.36
ASTM D86 75%	236	255.17	8.12
ASTM D86 85%	250	260.79	4.31
ASTM D86 95%	264	266.69	1.02

Gráfica 9. Comparación de Resultados: Keroseno

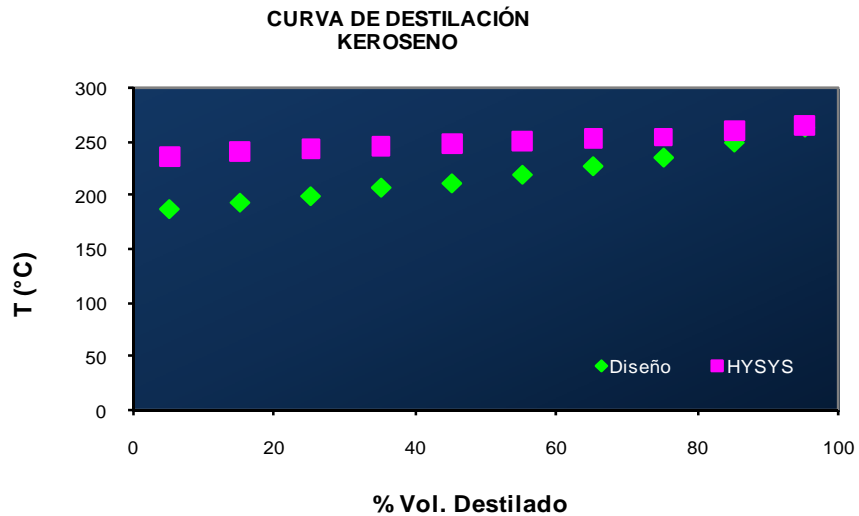




Tabla 19. Comparación de Resultados: Diesel

Diesel	Diseño	HYSYS	Error %
T (°C)	340.00	279.32	17.85
P (kg/cm <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>	0.81	0.81	0.00
F (BPD)	39608.30	67238.86	69.76
ASTM D86 5%	293	271.97	7.18
ASTM D86 15%	305	280.63	7.99
ASTM D86 25%	312	286.57	8.15
ASTM D86 35%	318	292.70	7.96
ASTM D86 45%	324	299.51	7.56
ASTM D86 55%	328	307.06	6.38
ASTM D86 65%	334	315.60	5.51
ASTM D86 75%	340	325.75	4.19
ASTM D86 85%	346	339.14	1.98
ASTM D86 95%	356	361.07	1.42

Gráfica 10. Comparación de Resultados: Diesel

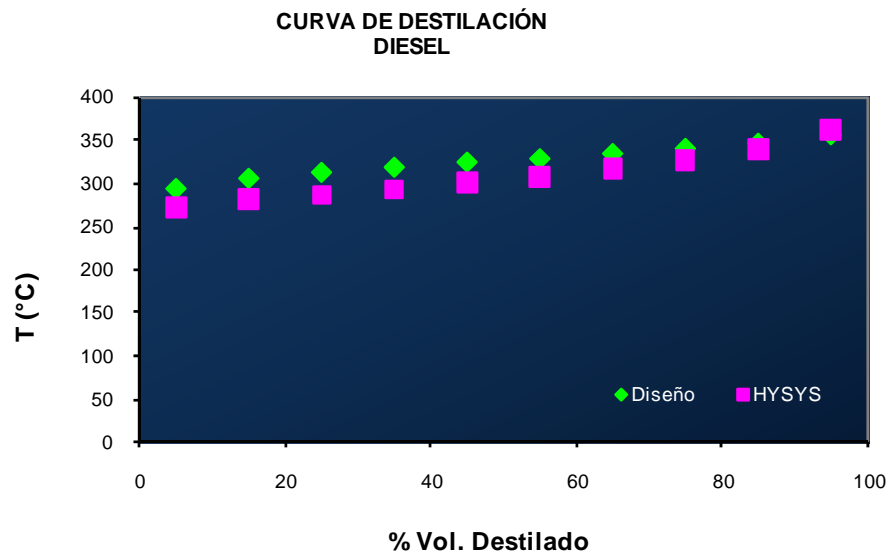




Tabla 20. Comparación de Resultados: Gasóleo

Gasóleo	Diseño	HYSYS	Error %
T (°C)	360.00	345.43	4.05
P (kg/cm <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>	0.88	0.88	0.00
F (BPD)	35089.00	37746.79	7.57
ASTM D86 5%	360	362.42	0.67
ASTM D86 15%	395	380.08	3.78
ASTM D86 25%	414	388.25	6.22
ASTM D86 35%	417	394.47	5.40
ASTM D86 45%	422	400.22	5.16
ASTM D86 55%	427	406.04	4.91
ASTM D86 65%	431	412.55	4.28
ASTM D86 75%	437	421.54	3.54
ASTM D86 85%	443	432.78	2.31
ASTM D86 95%	450	453.43	0.76

Gráfica 11. Comparación de Resultados: Gasóleo

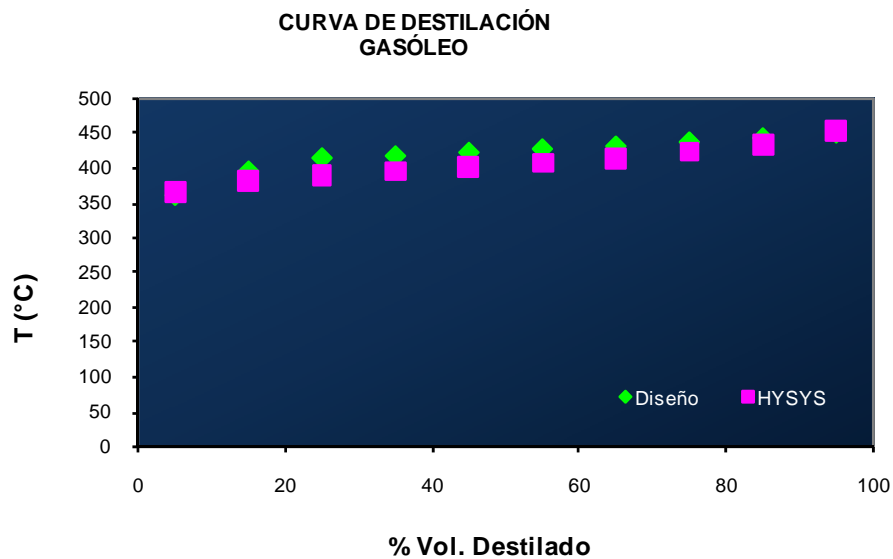




Tabla 21. Comparación de Resultados: Gasóleo Ligero de Vacío

GOL	Diseño	HYSYS	Error %
T (°C)			
P (kg/cm <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>			
F (BPD)			
ASTM D86 5%	377	426.10	13.02
ASTM D86 15%	410	436.18	6.38
ASTM D86 25%	422	441.89	4.71
ASTM D86 35%	436	447.58	2.66
ASTM D86 45%	451	451.15	0.03
ASTM D86 55%	461	454.84	1.34
ASTM D86 65%	473	459.51	2.85
ASTM D86 75%	479	466.71	2.57
ASTM D86 85%	486	477.06	1.84
ASTM D86 95%	493	489.73	0.66

Gráfica 12. Comparación de Resultados: Gasóleo Ligero de Vacío

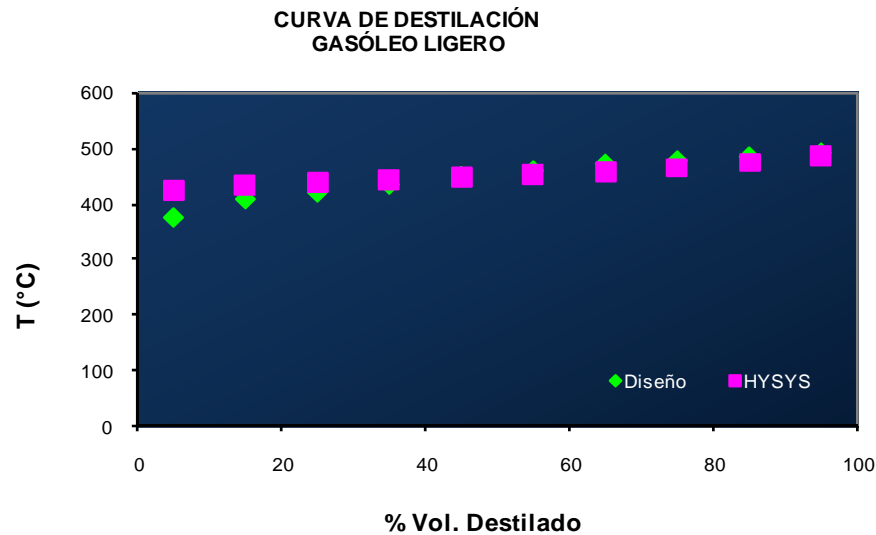
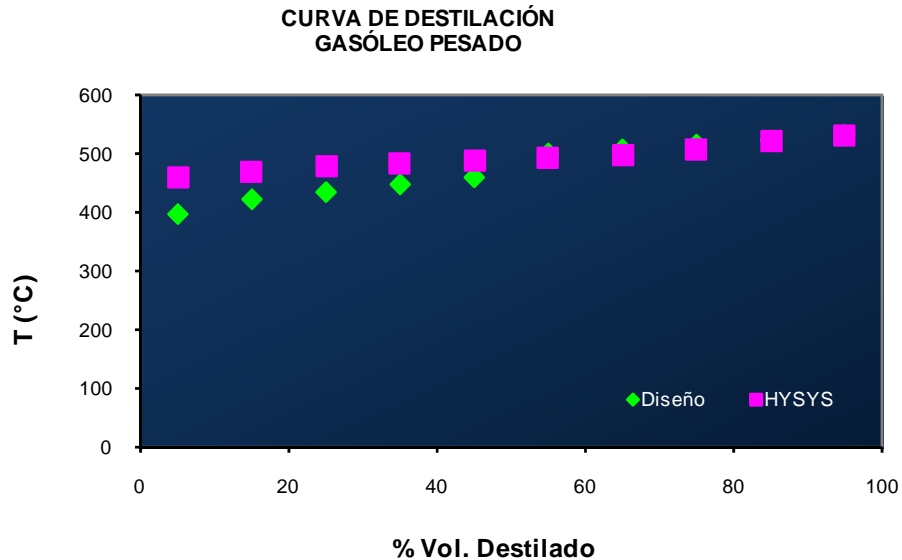




Tabla 22. Comparación de Resultados: Gasóleo Pesado de Vacío

GOP	Diseño	HYSYS	Error %
T (°C)			
P (kg/cm <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>			
F (BPD)			
ASTM D86 5%	397	459.79	15.82
ASTM D86 15%	422	470.44	11.48
ASTM D86 25%	434	477.47	10.02
ASTM D86 35%	447	484.66	8.42
ASTM D86 45%	459	488.71	6.47
ASTM D86 55%	499	493.31	1.14
ASTM D86 65%	506	499.02	1.38
ASTM D86 75%	514	506.43	1.47
ASTM D86 85%	521	518.91	0.40
ASTM D86 95%	530	530.00	0.00

Gráfica 13. Comparación de Resultados: Gasóleo Pesado de Vacío







## 6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Cabe señalar que los datos de diseño que se tuvieron al alcance para realizar este trabajo corresponden al Diagrama de Flujo de Proceso para Producción Máxima Gasolina. Los datos de Caracterización del Crudo que fueron facilitados para la realización de este estudio, corresponden a una mezcla de crudo que se procesó en el año del 2004, por lo que sólo puede ser utilizado con fines didácticos y de estudio. Los datos de análisis de crudo de más de dos años de antigüedad son considerados inexactos para propósitos de modelado, ya que la composición del crudo puede llegar a variar demasiado en menos de un año. Sin embargo existen casos en los que se han llegado a utilizar datos de análisis de crudo de más años de antigüedad.

Otro factor que es importante tomar en cuenta respecto a la caracterización del crudo, es que los datos que fueron proporcionados para este estudio, corresponden a una mezcla de crudos que no es especificada, por lo que se desconoce las proporciones exactas de los tipos de crudo utilizados en la mezcla. Esto limita la posibilidad de evaluar la variación en las proporciones de cada tipo de crudo, para obtener diferentes mezclas que nos permitan observar el comportamiento del modelo ante este tipo de modificaciones. De cualquier forma se sabe que en la Refinería de Salina Cruz se utilizan normalmente mezclas 30% de crudo maya. Además el propósito de esta simulación, como ya se estableció en los objetivos del presente trabajo, se limita únicamente al esquema de simulación del proceso de destilación atmosférica y de alto vacío, para ser utilizada en el futuro en un análisis para su integración. El modelo de simulación generado, muestra sensibilidad a los cambios de volumen de crudo procesado, por lo que también puede ser utilizado para predecir la producción esperada a partir de diferentes volúmenes de crudo alimentado.

Las presiones son especificadas durante la simulación, así que no presentan mayor complicación durante la simulación. En cuanto a las temperaturas, se logró un buen ajuste de éstas, ya que se utilizaron como especificaciones las temperaturas de corte de los productos, para lograr obtener la composición requerida para ellos.

Para el caso de los agotadores (A, B y C) en la columna atmosférica (T-01), se utilizaron rehervidores (reboilers) que aprovechaban el calor otorgado por la corriente de



6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

residuo atmosférico, reduciendo así las necesidades de vapor que se inyecta en el plato del fondo de cada uno de los agotadores, para reducir la presión parcial de los hidrocarburos, rebajando así la temperatura requerida para la vaporización. Lo anterior representa un ahorro en el consumo de servicios de calentamiento. Para el caso del agotador TV-03, únicamente se alimentó vapor por especificaciones de diseño.

Por otro lado, los resultados obtenidos en los perfiles de temperatura de los cortes producidos en la torre de vacío (T-201) fueron mucho más satisfactorios, la mayoría de ellos con errores menores al 10%. También es importante señalar que las fracciones obtenidas para cada uno de los cortes se asemejan considerablemente a los del comportamiento de una refinería convencional, lo cual avala la validez de la simulación.

Para predecir el posible comportamiento ante modificaciones de flujo alimentado a las torres de destilación, se realizaron aumentos en las cargas de alimentación para detectar los equipos que podrían representar un problema durante la simulación. Se revisaron las curvas ASTM D86 arrojadas por el simulador para cada una de las pruebas, observando que no hubo cambios significativos tal como se muestra en la Tabla 23.

**Tabla 23. Comparación de Perfiles ASTM D86 de Nafta para diferentes**

F (BPD)	Diseño	HYSYS	5%	10%	15%	20%
	175,000		183750	192500	201250	210000
ASTM D86 5%	72	69.91	69.91	69.88	69.87	69.83
ASTM D86 15%	90	96.72	96.72	96.67	96.65	96.59
ASTM D86 25%	101	112.01	112.01	111.95	111.93	111.86
ASTM D86 35%	110	123.49	123.49	123.41	123.40	123.33
ASTM D86 45%	118	131.67	131.67	131.60	131.58	131.52
ASTM D86 55%	127	138.54	138.54	138.46	138.45	138.38
ASTM D86 65%	134	144.72	144.72	144.64	144.64	144.58
ASTM D86 75%	144	150.59	150.59	150.51	150.51	150.46
ASTM D86 85%	154	158.02	158.02	157.94	157.95	157.91
ASTM D86 95%	168	168.00	168.00	167.98	168.01	168.00



### 6.1 Análisis de Cuellos de Botella en la Planta Primaria I

Una de las funciones de los simuladores es la de detectar posibles cuellos de botella o restricciones que limitan el funcionamiento o capacidad de determinada planta. Es por ello que se realizó un análisis de los posibles cuellos de botella presentes en la Planta Primaria I, en base a la información bibliográfica y de operación consultada, datos obtenidos en la visita realizada a dicha planta y, por supuesto, en la simulación realizada (Tabla 24).

**Tabla 24. Evaluación del Comportamiento de los Módulos de Cálculo en el Simulador para diferentes Cargas de Alimentación.**

Lista de Equipos	Diseño (BPD)	F + 3%	F + 6%	F + 9%	F + 12%	F + 15%
Destilación Atmosférica	165,000	170,000	175,000	180,000	185,000	190,000
EX-01	√	√	√	√	√	×
EX-19	√	√	√	√	√	√
EX-02	√	√	√	√	×	×
D-01 A/B	√	√	√	√	√	√
EX-03	√	√	√	√	√	√
EX-05	√	√	√	√	√	√
EX-06	√	√	√	√	√	√
T-04 A/B	√	√	√	√	√	×
H-01 A/B	√	√	√	√	√	×
T-01	√	√	√	√	√	×
T-02 A	√	√	√	√	√	×
T-02 B	√	√	√	√	√	×
T-02 C	√	√	√	√	√	×
TV-03	√	√	√	√	√	×
Lista de Equipos	Diseño (BPD)	F + 3%	F + 6%	F + 9%		
Destilación al Vacío	75,000	77,250	79,500	82,500		
EX-201	√	√	×	×		
EX-205	√	√	√	×		
H-201 A/B	√	√	√	√		
T-201	√	√	√	×		
EX-204	√	√	√	×		



## 6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Los equipos principales, que requieren una mayor inversión, por lo que es difícil pensar en cambiarlos o modificarlos debido al alto costo que esto implicaría, son las columnas de destilación atmosférica y de vacío, así como las columnas despuntadoras. Estos equipos representan un límite para la capacidad de la planta. No se puede pensar en aumentar la capacidad de otros equipos como intercambiadores o bombas, que son inversiones menores, si las columnas no tienen la capacidad para una mayor carga. El crudo ligero definirá las bases de diseño para la sección atmosférica de la unidad de destilación del crudo, ya que el volumen de destilados obtenidos a partir de este tipo de crudo excederá al que podría obtenerse de un crudo pesado. Todo el dimensionamiento del equipo estará basado en los datos obtenidos del balance de materia y energía para varios casos de petróleo ligero. Como es de esperarse, el crudo pesado definirá las facilidades de proceso de los fondos de la torre atmosférica, tanto de la unidad de vacío y del equipo de intercambio de calor del crudo reducido. La capacidad de operación de la columna T-01 para el caso mezcla de crudos es de 175 000 BPD Máximo Diesel y de 180 000 BPD Máxima Gasolina.

Por lo tanto el caso más crítico de operación para la torre atmosférica es de 180 000 BPD, que es apenas un 10% de su capacidad normal de operación y el punto de operación hidráulico tiene normalmente un rango más amplio por lo que no presenta mayor problema a estas condiciones de operación, ni en temperatura ni en presión. La columna T-01 de destilación atmosférica tiene un diámetro interno de 7010 – 4500 mm. Se realizó el cálculo del diámetro y velocidad de inundación ( $C_F$ ) a largo de la torre utilizando los valores arrojados por el simulador HYSYS mediante el método de Souders y Brown<sup>5</sup>. Esta información nos ayuda a predecir las zonas de inundación que podrían requerir modificaciones para evitar inundaciones como cambio de internos, lo cual ayudaría a mejorar la eficiencia de la columna. Los resultados de este análisis se muestran en la Tabla 25.



6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Tabla 25. Propiedades a lo largo de la columna atmosférica

Etapa	T (°C)	Libras-mol por hora		Libras por pie cúbico		Peso Molecular		$\sigma$ (dinas/cm)
		V	L	$\rho_V$	$\rho_L$	$M_V$	$M_L$	
33	239.5	14290	7054	0.1300	42.93	59.46	123.1	16.02
28	356.5	12890	744.7	0.1681	41.87	80.06	159.6	13.60
18	450.7	12420	1852	0.2378	40.76	103.7	190.2	11.60
12	527.3	11590	654.0	0.2856	40.53	121.8	234.0	10.67
8	680.5	9313	1985	0.2980	40.00	138.9	339.7	9.301
1	757.8	4596	1612	0.07013	45.34	32.38	612.6	12.24

Tabla 26. Cálculo de velocidad de inundación en la columna atmosférica

Etapa	$F_{ST}$	$F_{LV}$	$C_F$	C	$A_d/A$	$U_i$ (ft/s)	$D_T$ (ft)	$D_T$ (m)	Porcentaje de inundación para $D_i = 10$ m
33	0.9566	0.0562	0.28	0.2009	0.100	3.645	28.793	8.776	68.81
28	0.9258	0.0073	0.30	0.2083	0.100	3.281	29.413	8.971	71.81
18	0.8968	0.0209	0.30	0.1991	0.100	2.599	31.040	9.467	79.98
12	0.8819	0.0091	0.30	0.1984	0.100	2.355	31.147	9.500	80.53
8	0.8580	0.0450	0.29	0.1834	0.100	2.117	30.790	9.391	78.69
1	0.9065	0.2610	0.20	0.1360	0.118	3.455	17.022	5.192	24.05

En el caso de la columna T-02 de alto vacío la capacidad de diseño es de 75 000 BPD y el simulador permitió un aumento en la capacidad de operación del 5% sin que ningún equipo presentara algún problema. La capacidad máxima a la cual pudo operar la columna de vacío fue de 82,500 (9% más de la capacidad normal de operación). La columna de vacío T-201 tiene un diámetro interno de 3353– 8992 mm ( $T_{Diseño} = 740^\circ\text{F}/140^\circ\text{F}$  y  $P_{Diseño} = 50$  PSIG/vacío).

Una vez establecido estos equipos límite, podemos pasar al análisis de los equipos que siendo de una inversión menor pueden prestarse a modificaciones que ayuden a alcanzar la máxima capacidad permisible de las columnas.

### 6.1.1 Intercambiadores de Calor

Los intercambiadores EX-01, EX-03 en la simulación dejan de correr debido a que la carga de las corrientes de Turbosina, Querosina y Gasóleo pesado de vacío no es suficiente para alcanzar la temperatura requerida en estas etapas de precalentamiento del crudo y crudo reducido. Además durante la visita se observó que un problema en



## 6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

estos momentos dentro de la planta, es el hecho de que los calentadores a fuego directo están operando a una mayor capacidad de la de diseño. Lo anterior es atribuido al deficiente sistema de precalentamiento. Otro punto importante es que la corriente de Residuo de Vacío no está siendo del todo aprovechada, desperdiciándose una fuerte cantidad de calor que podría ser aprovechada en el tren de precalentamiento en lugar de ser enviada a la caja de enfriamiento utilizando grandes cantidades de agua para su enfriamiento. La primera propuesta para este cuello de botella sería aumentar el área de transferencia de estos intercambiadores. De no ser esto suficiente la propuesta sería realizar un rearrreglo de corrientes mediante el uso de la metodología de Pinch Point de manera que se lograra disminuir el gasto en combustible y agua de enfriamiento. En la actualidad ya se han hecho estudios para realizar esta propuesta dentro de la Refinería.

### 6.1.2 Desaladoras

Aunque en la simulación no presentó un problema significativo, el sistema de desalado es deficiente, como fue externado por los mismos ingenieros de la planta, y como es visible al compararlo con el sistema de doble desalado que posee la Planta Primaria II. El efecto que tendría esta modificación sería una menor cantidad de hidrocarburos perdidos y una mayor remoción de sal, de manera que se alcancen a la salida del sistema de desalado concentraciones de hasta 0.5 lb/1000 barriles de sal en lugar de los 1.5 ó 2 lb/1000 Barriles que en la actualidad se obtienen. Por lo tanto, la propuesta en este punto sería modificar antes que nada los internos de las desaladoras y de no ser suficiente, modificar el sistema de desalado existente por uno similar al de la Planta Primaria II agregando dos desaladoras nuevas a las existentes. Cabe señalar que en la Refinería se tiene en vía de aprobación un proyecto para la instalación de un nuevo sistema de desalado.



### 6.1.3 Condensadores del Sistema de Eyectores

Como ya se dijo anteriormente, las columnas de vacío utilizan sistemas de eyectores para mantener los niveles de vacío de diseño en la columna, removiendo los incondensables, gases de crackeo, vapores de hidrocarburos y vapor. La extracción de estos fluidos de la columna es un factor clave para mantener el nivel de vacío adecuado dentro de la columna, así como para mejorar las especificaciones de calidad de los productos y la carga de alimentación a la columna. Por lo anterior el sistema de eyectores ha sido el pilar de la destilación al vacío. Los sistemas de eyectores son bastante confiables por lo que no es común enfrentarse a deficiencias en el rendimiento de estos equipos. Sin embargo cuando estos problemas ocurren, provocan daños drásticos en el rendimiento del proceso.

El principio de operación básico de un eyector es utilizar la energía del vapor móvil de alta presión para incrementar la presión de un fluido que está a una presión mucho menor que la del vapor motriz. El propósito de un condensador en un sistema de eyectores es reducir la cantidad de carga que un eyector corriente abajo debe manejar, por lo que los condensadores mejoran la eficiencia del sistema entero. Los condensadores de vacío utilizados en las torres de destilación al vacío generalmente son intercambiadores de tubos y coraza, que utilizan agua de enfriamiento, la cual pasa a través de los tubos. El condensado de vapor de agua e hidrocarburos toma lugar en el lado de la coraza. La mayor parte de los condensables contenidos cambian de fase vapor a líquido y caen por gravedad, saliendo del fondo del condensador. El resto de los condensables y no condensables son removidos del condensador, pero no sin antes pasar a lo largo de todo el condensador con ayuda de un arreglo de deflectores para lograr una transferencia de calor óptima.

Un condensador está diseñado para limitar la carga del siguiente eyector. En muchos casos, la carga de un condensador es 10 veces la carga del siguiente eyector. Por lo tanto cualquier pérdida de rendimiento en el condensador tendrá un efecto dramático en el siguiente eyector. Esto hace que el rendimiento de los eyectores sea muy dependiente del condensador antecesor.



Desde el punto de vista de diseño y operación el primer intercondensador es el más grande y crítico. La presión a la que el primer intercondensador es diseñado para operar está directamente relacionada con la temperatura máxima del agua de enfriamiento para la cual el sistema está diseñado. La presión dentro del condensador debe ser suficientemente alta para que ocurra la condensación. La ecuación de diseño de un condensador de vacío es la clásica relación de transferencia de calor:

$$Q = U \times A \times LMTD$$

Donde

Q = Es la cantidad de calor requerido (Btu/h)

U = Coeficiente global de transferencia de calor (btu/hr ft<sup>2</sup> °F)

A = Área de transferencia del condensador (ft<sup>2</sup>)

LMTD = Temperatura media logarítmica (°F)

Una temperatura de agua de enfriamiento alta, resulta en una presión alta en el primer intercondensador, que representa un uso elevado de vapor en el primer eyector. El coeficiente global de transferencia de calor es usado para calcular el área superficial requerida. El área de transferencia es establecida mediante el número de tubos en el condensador. Los tubos en la mayoría de los condensadores de los sistemas de vacío en la destilación del crudo son de ¾ in de diámetro y el área es calculada en base al área de la superficie externa del tubo.

La temperatura LMTD es una cantidad termodinámica que es utilizada para calcular la cantidad de calor que se transfiere. El LMTD se establece en función de la temperatura de entrada de agua de enfriamiento, el aumento de la temperatura del agua de enfriamiento y las temperaturas de entrada y salida del lado de la coraza.

Cuando la temperatura del agua de enfriamiento alimentada se eleva por encima de su valor de diseño, el rendimiento del sistema eyector es penalizado. Un incremento en la temperatura de entrada del agua de enfriamiento disminuye el LMTD posible del





## 6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

condensador. Cuando esto ocurre, el condensador no condensará suficiente y será mayor el vapor que es expulsado como vapor saturado con los gases incondensables, lo cual incrementa la carga que será alimentada al siguiente eyector que no podrá manejar dicha carga.

Una temperatura de entrada del agua de enfriamiento inferior a la de diseño no tiene un efecto negativo. En realidad, mejora el rendimiento del sistema. Normalmente en temporada de verano el sistema de eyectores requiere un mayor trabajo, debido a que el agua de enfriamiento es más caliente por lo que las exigencias de la torre de enfriamiento son más grandes. Durante los meses de invierno, la temperatura de entrada de agua de enfriamiento a la torre incrementa el margen de seguridad de operación así como el LMTD que se alcanza es mayor al valor de diseño.

Por lo anterior, una propuesta que podría ayudar en la eficiencia de los condensadores utilizados en el sistema de eyectores sería antes que nada aumentar el área de transferencia en los condensadores. El paso a seguir sería el uso de un circuito cerrado de agua de enfriamiento para evitar la fuerte dependencia que existe en el flujo requerido de agua de enfriamiento y las cuestiones climáticas. De esta manera se lograría que los requerimientos de agua de enfriamiento sean constantes a lo largo de todas las estaciones del año así como en el día y en la noche. Lo anterior representaría a la larga un ahorro en los caudales de agua que actualmente se utilizan en los condensadores, además de que aumentaría el margen de seguridad de operación del sistema de eyectores lo que se verá finalmente reflejado en mejores rendimientos en la columna de destilación al vacío y por consiguiente en los productos obtenidos de ésta.



Tabla 27. Tabla de identificación de problemas y soluciones.

Problema	Efecto	Acción a realizar
Deficiencia en los intercambiadores EX-02 y EX-201.	<ul style="list-style-type: none"><li>- No se logra la transferencia de calor necesaria.</li><li>- Mayor carga para los calentadores a fuego directo</li></ul>	<p>Incrementar área de transferencia en intercambiadores</p> <p>Integración de Planta de destilación atmosférica y Planta de Alto vacío utilizando la metodología del Pinch-Point</p>
Desaprovechamiento de la carga calorífica de la corriente de residuo de vacío	<ul style="list-style-type: none"><li>- Alto consumo de agua de enfriamiento en la caja enfriadora</li></ul>	
Sistema de desalado	<ul style="list-style-type: none"><li>- Pérdida de hidrocarburos</li><li>- Concentraciones altas de sales a la salida de los desaladores</li><li>- Corrosión en las tuberías y equipos por presencia de sales</li></ul>	<p>Cambio de internos de las desaladoras</p> <p>Implementación de un sistema de doble desalado similar al de la planta Primaria II</p>
Sistema de eyectores deficiente en condiciones ambientales de altas temperaturas.	<ul style="list-style-type: none"><li>- Mayor requerimiento de agua de enfriamiento en temporadas de calor</li></ul>	<p>Incrementar área de transferencia en los condensadores</p>
Dependencia de los requerimientos de agua de enfriamiento utilizada en el sistema de eyectores con el cambio de temperatura del medio ambiente.	<ul style="list-style-type: none"><li>- Menor eficiencia en el sistema de vacío en temporadas de calor y en los rendimientos de la torre de vacío</li></ul>	<p>Circuito cerrado de agua de enfriamiento</p>



# 7

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se realizó el Esquema de Simulación para la Planta Primaria I de la Refinería “Antonio Dovalí Jaime” de Salina Cruz, Oaxaca, con resultados aceptables, con un error menor al 10% en la mayoría de las curvas ASTM D86. Sin embargo, se presentaron variantes significativas en algunos de las curvas, principalmente la de Keroseno, lo cual puede poner en duda la validez del modelo. Por lo tanto, se sugiere que para mejorar este modelo de simulación se deben actualizar las bases de datos de la caracterización del crudo, para de esta forma eliminar cualquier error que pudiera arrastrarse debido a este factor, y de esta forma pueda ser utilizado más adelante con propósitos de optimización y predicción del comportamiento de la planta durante su arranque, operación o paro, así como en la posible integración de las Plantas de Destilación Atmosférica y de Alto Vacío. Además es necesario hacer una revisión de los DFP de las Plantas Primaria y Alto Vacío I, ya que durante este trabajo se detectaron diferentes errores y falta de algunas especificaciones que es importante que se corrijan, tomando en cuenta que estos diagramas son los mismos que se realizaron y se entregaron a la Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime, como parte de un proyecto de actualización de diagramas de flujo que realizó la Facultad de Química para dicha refinería.

A lo largo del análisis del proceso y la simulación realizada de la Planta Primaria I, se detectaron tres principales restricciones o cuellos de botella que dificultan el trabajo óptimo de la planta:

- 1) Intercambiadores de calor
- 2) Desaladoras
- 3) Condensadores de vacío



---

## 7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En el caso de los intercambiadores, como se ha venido mencionando a lo largo de este trabajo, éste problema se resolvería realizando la integración de la Planta de destilación atmosférica junto con la de vacío, y de esta manera poder aprovechar la carga energética que posee la corriente de residuo de vacío en el tren de precalentamiento del crudo, tomando como ejemplo otras refinerías como la Refinería de Tula, donde su planta es de tipo combinada. Esta propuesta no solamente implica el no tener que invertir en muchos equipos (intercambiadores) nuevos, ya que podrían utilizarse los ya existentes, utilizando la metodología del Pinch Point para proponer un rearrreglo de las redes de intercambio de calor, sino que también llevarían consigo un ahorro en los requerimientos de combustible utilizado en los calentadores y en el agua de enfriamiento utilizado en la caja enfriadora. Cabe señalar que la corriente de residuo de vacío cruza por encima del tren de calentamiento mencionado por lo que no tendría que hacerse una inversión muy grande en tuberías e instrumentación. En la actualidad se han realizado estudios dentro de la misma refinería que confirman la factibilidad de realizar este proyecto de integración, sin embargo es necesario comprobar la validez de dichos estudios con una simulación confiable que corrobore los resultados obtenidos por ellos, junto con el estudio Costo-Beneficio para conseguir la aprobación del proyecto y la inversión necesaria para lograrlo.

En el caso de las desaladoras la problemática es la siguiente: El sistema de desalado existente no es suficiente para eliminar las sales contenidas en el crudo ya que las características del crudo que actualmente se procesa es muy diferente a las del crudo para el que fueron diseñados. Es decir, el crudo que se procesa hoy en día es mucho más pesado y con un mayor contenido de sales, y la tendencia se inclinará en un futuro a crudos todavía más pesados, por lo que es necesario realizar esta modificación en el proceso. En el sistema de desalado con que se cuenta, muchos de los hidrocarburos se pierden en esta etapa, en cambio si se analiza el sistema de doble desalado con que se cuenta en la planta Primaria II de esta misma refinería, podemos observar como la cantidad de hidrocarburos que se pierden es mucho menor. Por lo anterior, también se tiene en vía de implementación en la Refinería de Salina Cruz el proyecto de instalación de un nuevo sistema de desalado que evita esta pérdida de hidrocarburos que se verá reflejado en un incremento en la eficiencia del proceso.



---

## 7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Finalmente, para el caso del agua de enfriamiento utilizada en el sistema de eyectores, la propuesta es utilizar un circuito cerrado de agua de enfriamiento que evite la fuerte dependencia existente entre la eficiencia de los condensadores y el cambio de temperaturas entre el día y la noche y las diferentes estaciones del año. El sistema de eyectores apoya la operación de la torre de vacío, por lo que es muy importante una apropiada operación del sistema de eyectores ya que sin él, el rendimiento de la torre de vacío no será el óptimo. Cuando la presión de la torre está por encima de la presión de operación de diseño, la presión en la zona flash incrementa proporcionalmente. Como consecuencia de esto, se reduce la producción de gasóleos y se incrementa la producción de residuo de vacío. Por el contrario, cuando los valores de carga a la torre son menores que los de diseño, el sistema de eyectores produce en la torre una presión menor, la cual afecta la hidráulica de la torre y provoca inundaciones en la torre que afectan la calidad de los gasóleos de vacío. Es por esto que es importante realizar evaluaciones continuas del rendimiento del sistema de eyectores para mejorar la calidad de los productos, mantener el sistema de eyectores en buenas condiciones y por lo tanto lograr reducciones en los costos de operación.

Cabe señalar que las curvas ASTM D86 no variaron al aumentar el flujo de alimentación debido a que las especificaciones utilizadas fueron las temperaturas de corte al 95%, esto protege de alguna manera la composición de cada corte, limitando la composición de cada corte entre los puntos señalados. Es importante añadir que estas pruebas nos ayudan a predecir el comportamiento del simulador ante posibles cambios de flujo, aunque éste no es el objetivo directo de esta simulación. Esto nos lleva a afirmar el buen rendimiento que se puede obtener al trabajar con este simulador, dado que los resultados que arroja son muy similares a los reales.

En cuanto a los resultados obtenidos en la simulación de la torre atmosférica destaca el hecho de cómo se llevo a cabo la simulación de los agotadores y los rehervidores (reboilers) correspondientes. El uso de intercambiadores de calor en lugar de la opción de “reboilers” que ofrece HYSYS permite que este esquema pueda utilizarse para el propósito de la integración con la planta de alto vacío, ya que puede utilizarse



## 7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

otra corriente para proporcionar el calor necesario en dichos equipos, lo cual no sería posible con el uso de reboilers. En este punto, llegamos a la recomendación de continuar por esta línea de optimización, ya que se puede aprovechar aún más el calor que contienen otras corrientes tales como el residuo de vacío y disminuir los requerimientos energéticos. Esto se puede realizar mediante la integración de la Planta de Destilación Atmosférica y la Planta de Alto Vacío para así formar una planta combinada que aproveche al máximo el calor de las corrientes que participan en cada una de ellas, y tener un sistema mucho más autosuficiente en cuanto a requerimientos de calor o enfriamiento en el proceso, lo que se vería reflejado en ahorros en el gasto de servicios auxiliares del proceso. Por supuesto lo anterior implicaría todo un estudio de factibilidad (Costo-Beneficio) que demostrara que el ahorro de estos servicios auxiliares a la larga será mayor al gasto invertido en la infraestructura necesaria para la ejecución de dichas modificaciones.

En la actualidad México enfrenta una situación difícil en cuanto al abastecimiento de gasolinas, debido a que la capacidad de sus refinerías no es suficiente como para abastecer la demanda de gasolinas en el país, por lo que se ha visto obligado a la importación de estas. Los recursos que se han gastado en la importación de estas gasolinas en el último año (2007), habrían sido suficientes para invertir en la construcción de dos nuevas refinerías. Sin embargo estas inversiones no se han llevado a cabo y el desvío de recursos hacia la importación continua. Por el momento la opción que se presenta, es reconfigurar las refinerías existentes, es decir, optimizar los procesos que ya se tienen, para mejorar sus rendimientos y los beneficios económicos que traen consigo. Para lograr este objetivo de optimización una herramienta importante es el simulador de procesos, de ahí su importancia.



# ANEXO

## CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO

T A B L A. 28 CARACTERISTICAS DEL CRUDO				DESTILACION DEL CRUDO		
P r u e b a s	Unidades	Métodos	Resultados	% DEST	T B P	HEMPEL
Peso Específico a 20/4 °C	-----	ASTM D 1298	0.8761	TIE	50	32
Gravedad a 60 °F ó API	-----	ASTM D 287	<b>29.3</b>	5	94	87
Visc. Saybolt Universal a 21.1 °C	Seg.	ASTM D 445	-	10	108	117
Visc. Saybolt Universal a 37.8 °C	Seg.	ASTM D 445	72	15	142	140
Agua y Sedimento	% Vol.	ASTM D 4007	0.05	20	172	167
Agua por Destilación	% Vol.	ASTM D 4006	0.05	25	195	196
Sedimento por Extracción	% Vol.	ASTM D 473	-	30	235	225
NaCl	Lb/1000 Bls.	ASTM D 3230	30.0	35	469	254
Azufre Total	% Peso	ASTM D 4294	2.21	40	286	280
Cenizas	% Peso	ASTM D 482	-	45	338	293
Carbón Ramsbottom	% Peso	ASTM D 524	-	50	347	306
Presión Vapor Reid	Lb/Pulg <sup>2</sup>	ASTM D 323	-	55	418	315
Temp. de Ecurrimiento	°C	ASTM D 97	-	60	443	320
Poder Calorífico Bruto	BTU/Lb	ASTM D 240	-	65	484	-
Asfáltenos en n-Heptano	% Peso	ASTM D 3279	-	70	524	-
Factor de Caracterización	K	UOP 375	11.0	75	-	-
Fierro	ppm	ASTM E 885	0.62	80	-	-
Cobre	ppm	ASTM E 885	0.06	85	-	-
Níquel	ppm	ASTM D 5863	23.4	90	-	-
Vanadio	ppm	ASTM D 5863	119.4	95	-	-
Sodio	ppm	ASTM D 5863	5.66	100	-	-
Calcio	ppm	ASTM E 885	1.61	-	-	-
Magnesio	ppm	ASTM E 885	0.15	<b>DESTILADO A</b>		*****
Potasio	ppm	ASTM E 885	0.17	539	72%	*****
Plomo	ppm	ASTM E 885	0.0	<b>DEST. HEMPEL VOLAT % V</b>		
Acidez	mg KOH/g	ASTM D 664	0.4002	185°C	23.0	
Acidos Nafténicos	ppm	UOP 565	-	205°C	26.6	
Cloruros Orgánicos ( 1 )	ppm	ASTM D 4929	-	260°C	36.6	
H <sub>2</sub> S	ppm	U O P 163	263	300°C	47.0	
Pentanos	% Vol Liq	ASTM D 2427	-	320°C	58.0	
Nitrógeno Total	ppm	ASTM D 4629	-			



**Tabla 29. Destilación TBP y ASTM de las cortes**

PLAN DE DESTILACION		TEMPERATURAS ° C		RENDIMIENTO	ACUM
CORTE	TFE ASTM °C	TBP CORTE	A S T M	%	
GAS LICUADO	HASTA BUTANOS	-	-	1.0	1.0
NAFTA PRIMARIA	185	178	185	21.0	22.0
KEROSINA LIGERA	250	235	252	9.0	31.0
KEROSINA PESADA	282	278	287	8.0	39.0
GLEO. LIG. PRIM.	365	351	367	14.0	53.0
GLEO. PES. PRIM	450	446	454	9.0	62.0
GLEO. LIG DE VAC	500	492	503	5.0	67.0
GLEO. PES. DE VAC	537.8	537	538	6.0	73.0
RESIDUO		-	-	27.0	100

**Tabla 30. Análisis Cromatográfico**

	INCONDENSABLES	GAS LICUADO
	% MOL	% V. LIQ
C <sub>1</sub>	12.1	51.3
C <sub>2</sub>	39.9	14.5
C <sub>3</sub>	25.3	18.9
iC <sub>4</sub>	2	2.2
nC <sub>4</sub>	2.9	5.4
iC <sub>5</sub>	0.00	0.3
nC <sub>5</sub>	0.00	5.9
2,2dmC <sub>4</sub>	-	-
2mC <sub>5</sub>	-	-
3mC <sub>5</sub>	-	-
nC <sub>6</sub>	-	-
mCC <sub>5</sub>	-	-
H <sub>2</sub> S	14.5	-
CO <sub>2</sub>	3.1	-
AIRE	0.00	-
C <sub>6</sub> + PES	0.2	0.0
C <sub>7</sub> + PES	-	-
<b>TOTAL</b>	<b>100.0</b>	<b>100.00</b>





**GENERACIÓN DEL ESQUEMA DE SIMULACIÓN DE LA PLANTA  
PRIMARIA I DE LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ, OAXACA**



ANEXO

Tabla 31. Caracterización de los productos										
PRUEBAS		METODO	NAFTA	KEROSINA		GASOLEO PRIM		GLEO. DE VACIO		RESIDUO
ANALITICAS			PRIMARIA	K. LIG.	K. PES.	GLEO.LIG.	GLEO. PES.	GL.L.VAC.	GL.P.VAC.	DE VACIO
Peso Esp. a 20/4°C		D 1298	0.7310	0.7930	0.8245	0.8435	0.8924	0.9108	0.9192	0.996
Gravedad API a 60°F		D 287	61.0	46.0	39.4	35.6	26.4	23.1	21.8	10.00
DESTILACION										
0 %	ó TIE °C	( 1 )	52	165	180	220	320	366	382	308
5 %	°C	( 1 )	72	172	188	293	360	377	397	538
10 %	°C	( 1 )	85	176	192	300	372	400	415	*****
15		[1]	90	180	194	305	395	410	422	*****
20 %	°C	( 1 )	96	182	196	309	402	416	428	*****
25		( 1 )	101	184	200	312	414	422	434	*****
30 %	°C	( 1 )	105	186	204	316	416	428	441	*****
35		( 1 )	110	188	208	318	417	436	447	*****
40 %	°C	( 1 )	114	190	210	320	420	444	453	*****
45		( 1 )	118	194	212	324	422	451	459	*****
50 %	°C	( 1 )	122	196	216	326	426	458	495	*****
55		( 1 )	127	199	220	328	427	461	499	*****
60 %	°C	( 1 )	130	204	224	332	428	470	503	*****
65		( 1 )	134	208	228	334	431	473	506	*****
70 %	°C	( 1 )	139	212	232	336	434	476	510	*****
75		( 1 )	144	216	236	340	437	479	514	*****
80 %	°C	( 1 )	149	224	245	344	439	483	517	*****
85		( 1 )	154	229	250	346	443	486	521	*****
90 %	°C	( 1 )	160	234	255	352	447	490	524	*****
95 %	°C	0	168	238	264	356	450	493	530	*****
98 %	ó TFE °C	0	185	252	287	367	454	503	539	*****
Color Saybolt	D 156		+30	+30	+27	*****	.....	*****	*****	*****
Color ASTM	D 1500		*****	*****	*****	0.5	2.5	5.0	6.0	*****
Temp. Escurrim., °C	D 97		*****	*****	*****	0.0	+27.0	+36.0	+42.0	*****
Temp. Congelación, °C	D 2386		*****	-49	-2			*****	*****	*****
Factor de Carácter, K	UOP 375		12.10	11.9	11.50	12.00	11.90	12.1	*****	*****
Vol. a 1000 °F	D 1160		*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****	5.0
Visc.S.S.U. a 37.8 °C	D 445		27	29	29	34	84	130	*****	*****
Visc.S.S.U. a 98.9.8 °C	D 445		*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****
Visc.S.S.F. a 100 °C	D 88		*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****	3.74
Penetración a 25 °C	D 1321		*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****	32.00
Azufre Total, % P	D 4294		0.0536	0.425	0.902	1.67	2.12	2.38	2.45	3.84
Aromáticos, % V	D 1319		*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****
Naftenos, %V	UOP 880		*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****
Niquel, ppm	D 5863		*****	*****	*****	0.13	0.15	0.16	0.23	74.7
Vanadio, ppm	D 5863		*****	*****	*****	0.25	0.26	0.34	0.50	355.4

( 1 ).- \*muestra insuficiente



# GLOSARIO

## A

**Aromáticos (Aromatic):** Hidrocarburo con una estructura de anillo, generalmente con un olor definitivo y buenas propiedades solventes.

**Asfalto (Asphalt):** La mezcla de bitumen y agregado que se utiliza para la pavimentación de caminos.

## B

**Barril (Barrel-bbl):** Una medida estándar para el crudo y para los productos del crudo. Un barril = 35 galones imperiales, 42 galones US. Ó 159 litros.

**Barriles por día (Barrels per day-bpd ó b/d):** En términos de producción el número de barriles de crudo produce un pozo en un periodo de 24 horas, normalmente se toma una cifra promedio de un periodo largo.

**Bitumen (Bitumen):** Producto semi-sólido extremadamente pesado, compuesto de hidrocarburos pesados utilizado para construcción de caminos y para impermeabilización de techos.

## C

**Capacidad de Refinación (Refinery Capacity):** La capacidad por día de operación es el volumen máximo que puede ser procesado trabajando sin interrupción, en tanto que la capacidad por día calendario considera los paros normalmente exigidos por el mantenimiento y otras causas.

**Carga de alimentación (Feedstock):** Materia prima para una unidad de proceso.

**Condensados (Condensate):** Hidrocarburos líquidos del gas natural que se recuperan en instalaciones de separación en campos productores de gas asociado y no asociado, incluyen hidrocarburos líquidos recuperados de gasoductos, los cuales se forman por condensación durante el transporte del gas natural.

**Catalizador (Catalyst):** Una sustancia que ayuda o promueve una reacción química sin formar parte del producto final. Hace que la reacción tenga lugar más rápidamente o a menor temperatura, y permanece sin cambio al final de la reacción. En procesos



industriales, sin embargo, el catalizador debe ser cambiado periódicamente para mantener una producción económica.

**Coquización (Coking):** Un proceso de desintegración térmica para romper las moléculas grandes en otras más pequeñas con la generación de coque de petróleo.

## D

**Desintegración (Cracking):** El proceso de rompimiento de moléculas grandes de aceite en otras más pequeñas. Cuando este proceso se alcanza por la aplicación de calor únicamente, se conoce como desintegración térmica. Si se utiliza un catalizador se conoce como desintegración catalítica; si se realiza en una atmósfera de hidrógeno se conoce como un proceso de hidrodésintegración.

**Destilación (Distillation):** Proceso basado en la diferencia de puntos de ebullición de los líquidos en la mezcla de la que van a separarse. Mediante vaporización y condensación sucesiva del aceite crudo en una columna de fraccionamiento, se separarán los productos ligeros dejando un residuo de aceite combustible o bitumen. La destilación se lleva a cabo de manera que se evite cualquier desintegración. Es el proceso básico que tiene lugar en una refinería.

**Destilado (Distillate):** Los productos de condensación obtenidos durante el proceso de destilación fraccionada (combustibles gaseosos, nafta, gasolina, querosina y gasóleos).

## F

**Fraccionamiento (Fractionation):** Nombre genérico del proceso de separación de una mezcla en sus componentes o fracciones.

**Fracciones Ligeras (Light fractions):** Las fracciones de bajo peso molecular y bajo punto de ebullición que emergen de la parte superior de la columna de fraccionamiento durante la refinación del crudo.

**Fracciones Pesadas (Heavy fractions):** También conocidas como productos pesados, estos son los aceites formados por moléculas grandes que emergen del fondo de la columna fraccionadora durante la refinación del crudo.

## G

**Gas combustible (Fuel Gas):** Se refiere a combustibles gaseosos, capaces de ser distribuidos mediante tubería, tales como gas natural, gas líquido de petróleo y gas de refinería.



**Gas licuado de petróleo (Liquefied Petroleum Gas – LPG):** El LPG está compuesto de propano, butano, o una mezcla de los dos, la cual puede ser total o parcialmente licuado bajo presión con objeto de facilitar su transporte y almacenamiento. El LPG puede utilizarse para cocinar, para calefacción o como combustible automotriz.

**Gasóleo (Gas Oil):** El aceite intermedio procedente del proceso de refinación, utilizado como combustible en motores diesel, quemando en sistemas de calefacción central y como carga de alimentación para la industria química.

**Gasolina (Gasoline):** El combustible usado en automóviles y motocicletas. La gasolina que se encuentra en forma natural se conoce como condensado.

**Gravedad API (API gravity):** La escala utilizada por el Instituto Americano del Petróleo para expresar la gravedad específica de los aceites.

**Gravedad Específica (Specific Gravity):** La relación de la densidad de una sustancia a determinada temperatura con la densidad de agua a 4°C.

## H

**Hidrocarburo (Hydrocarbon):** Cualquier compuesto o mezcla de compuestos, sólido, líquido o gas que contiene carbono e hidrógeno.

**Hidrodeshidrosulfuración (Hydrodesulphurisation – HDS):** Procesado para remover azufre de las moléculas, utilizando hidrógeno bajo presión y un catalizador.

**Hidrotratamiento (Hydrotreating):** Usualmente se refiere al proceso de hidrodeshidrosulfuración, pero también puede aplicarse a otros procesos de tratamiento que utilizan hidrógeno.

## K

**Kerosina (Kerosene or Kerosene):** Un aceite medio ligero procedente de la refinación del petróleo, intermedio entre el gasóleo y la gasolina, utilizado para alumbrado y calefacción y también como combustible para los motores de los aviones a chorro y los de turbo-hélice.

## N

**Nafta (Naphta):** Un rango de destilados más ligeros que la querosina utilizada como carga para la producción de gasolina para motores y para la industria química.

**Número de octano (Octane number):** Una medida de la resistencia a la pre-ignición (que conduce al golpeteo) de una gasolina.



## O

**Olefinas (Olefins):** Grupo de hidrocarburos, incluyendo etileno y propileno, de especial importancia como insumo a la industria química.

## P

**Parafina (Wax):** Material sólido o semi-sólido derivado de destilados o residuos, se emplea para distintos propósitos incluyendo velas y encerados.

**Petróleo (Petroleum):** Nombre genérico para hidrocarburos, incluyendo petróleo crudo, gas natural y líquidos del gas natural. El nombre se deriva del Latín, oleum, presente en forma natural en tocas, petra.

**Petroquímico (Petrochemical):** Producto químico derivado del petróleo o gas natural.

**Presión (Pressure):** El esfuerzo ejercido por un cuerpo sobre otro cuerpo, ya sea por peso (gravedad) o mediante el uso de fuerza. Se le mide como fuerza entre área, tal como newtons/m<sup>2</sup>.

**Presión absoluta (Absolute pressure):** Esta es la presión manométrica más la presión atmosférica.

**Presión Atmosférica (Atmospheric pressure):** El peso de la atmósfera sobre la superficie de la tierra. A nivel del mar, ésta es aproximadamente 1.013 bars, 101,300 Newtons/m<sup>2</sup>, 14.7 lbs/in<sup>2</sup> ó 30 pulgadas de mercurio.

**Presión manométrica (Gauge pressure):** La presión que registra un dispositivo de medición normal. Dicho dispositivo mide la presión en exceso de la atmosférica.

**Punto de escurrimiento (Pour point):** Temperatura debajo de la cual un aceite tiene a solidificarse y a no fluir libremente.

## R

**Refinería (Refinery):** Complejo de instalaciones en el que el petróleo curso se separa en fracciones ligeras y pesadas, las cuales se convierten en productos aprovechables o insumos.

**Reformación (Reforming):** Proceso que mejora la calidad antidetonante de fracciones de gasolina modificando su estructura molecular. Cuando se lleva a efecto mediante calor se le conoce como reformación térmica, y como reformación catalítica cuando se le asiste mediante un catalizador.

**Residuo (Residue):** Los componentes pesados, no volátiles, del crudo que fluyen del fondo de la columna de fraccionamiento durante la destilación fraccionada.



**Y**

**Yacimiento (Reservoir):** Acumulación de crudo y/o gas en roca porosa tal como arenisca. Un yacimiento petrolero normalmente contiene tres fluidos (aceite, gas y agua) que se separan en secciones distintas debido a sus diferentes gravedades. El gas siendo el más ligero ocupa la parte superior del yacimiento, el aceite la parte intermedia y el agua la parte inferior.



# BIBLIOGRAFÍA

1. Diagrama de Flujo de Proceso: Planta Primaria I. Caso Máxima Gasolina. (XX-0004A, XX-0004B). PEMEX Refinación. Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime. Facultad de Química, UNAM. 2002.
2. Diagrama de Flujo de Proceso: Planta Primaria I. Planta de Alto Vacío. Caso "A": 100% de Capacidad. (XX-0201). PEMEX Refinación. Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime. Facultad de Química, UNAM. 2002.
3. EIU "Panorama del Petróleo". La Jornada. Julio, 2007
4. Gary, J.H., Handwerk, G.E, y Kaiser, Mark J.. "Petroleum Refining, Technology and Economics". 5ª Edición. Editorial CRC Press. USA, 2007.
5. Henley, E.J., Seader, J.D. "Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química". Editorial Reverté. México, 2000.
6. HYSYS Plant Tutorials. "Refining Tutorial"
7. Instituto Mexicano del Petróleo, "Glosario de Términos".
8. Kaes L. Gerald. "Some Practical Aspects of Modeling Crude Oil Distillation". USA, 2003.
9. J.R. Lines y Smith, R.T. "Ejector System Troubleshooting". Graham Corporation. The International Journal oh Hydrocarbon Engineering. UK, 1997.



10. "Manual de Operación". Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime. PEMEX-Refinación. Salina Cruz, Oax., 1998.
11. Maples, Robert E. "Petroleum Refinery Process Economics". 2a Edición. PennWell, 2000.
12. Morales, Angel. "Process Simulation for Planning". Hydrocarbon Engineering. Noviembre, 2006.
13. PEMEX Anuario Estadístico 2007. PEMEX-Refinación.
14. Perry R.H., Green, W. Don.. "Chemical Engineers' Handbook". McGraw Hill. 1999.
15. Prospectiva de Petrolíferos 2007-2016. Secretaría de Energía.
16. Refinería "Antonio Dovalí Jaime", Salina Cruz, Oaxaca. Cuadernillo Informativo. Petróleos Mexicanos. Subdirección de Transformación Industrial, 1986.
17. Refinería "Antonio Dovalí Jaime", Salina Cruz, Oaxaca. Superintendencia de Química, Laboratorio Experimental. Caracterización Mensual de Mezcla de Crudo. Petróleos Mexicanos, 2004.
18. Smith J.M., Van Ness, H.C. y Abbott M.M. "Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química). 6ª Edición. McGraw-Hill. México, 2003.
19. Torres, Rafael y Castro, Javier. "Análisis y Simulación de Proceso de Refinación del Petróleo". Algaomega.
20. Villalobos Hiriart Alejandro. "Modulo IV: Plantas Combinadas de Destilación de Petróleo Crudo". Facultad de Química, UNAM. Tula de Hidalgo, 2005.





21. Watkins, R.N. "Petroleum Refinery Distillation". 2ª Edición. Estados Unidos de América, 1981.
22. Wauquier Jean-Pierre. "El Refino del Petróleo". Díaz Santos. España, 2004
23. Zuñiga, Juan Antonio. "Casi 16 mil mdd se gastaron en importar gasolinas en 2007". La Jornada. Enero, 2008.