



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

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

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERA QUÍMICA

PRESENTA:

MARÍA CATALINA ROJAS ARENAS



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	Profesor: Manuel Vázquez Islas
VOCAL	Profesor: Celestino Montiel Maldonado
SECRETARIO	Profesor: Alejandro Villalobos Hiriart
1er. SUPLENTE	Profesor: Martín Rivera Toledo
2°. SUPLENTE	Profesor: José Luis Zaragoza Gutiérrez

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

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

Asesor del Tema:

Ing. Celestino Montiel Maldonado

Sustentante:

María Catalina Rojas Arenas

Agradecimientos

A Dios por cuidarme y permitirme llegar hasta aquí.

A mis padres por todo el apoyo que me han brindado.

A la Facultad de Química por todos los conocimientos y experiencias adquiridas a lo largo de 5 años.

Al Ing. Celestino Montiel por confiar en mi para la realización de este trabajo.

Al Ing. Alejandro Villalobos Hiriart por sus valiosas observaciones y sugerencias para enriquecer y mejorar este trabajo.

A todos mis profesores por su empeño y esfuerzo para formar profesionistas de alto nivel académico.

A PEMEX Refinación por la información y apoyo proporcionados.

Al Ing. José Luis Zaragoza por las aportaciones a este trabajo.

Dedicatorias

A mis padres, por sus grandes esfuerzos para sacarme adelante, por su cariño y apoyo, por sus fuertes regaños cuando lo merecía, por inculcarme que las cosas que valen la pena requieren de sacrificios.

A mis hermanas Rosy y Ade, simplemente por ser las mejores amigas que he tenido, por ayudarme en todos los aspectos, por sus consejos, por todas las experiencias que he vivido con ellas, son las mejores.

A mi hermano Oscar, por su valiosa ayuda cuando más la necesitaba, por su maravillosa compañía en mi infancia, por preocuparse por mi.

A mis amigas Miryam y Fabiola, por su amistad incondicional, por los momentos maravillosos que compartimos en la prepa, simplemente por estar ahí.

A mi comadre Sicilia, mi mejor amiga de la Facultad, por los momentos buenos, malos y peores... por brindarme una verdadera amistad, por aguantarme, por darme palabras de aliento en los momentos difíciles, muchas gracias.

A Anita e Ileana por ser pacientes conmigo, por animarnos a mi comadre y a mí en momentos de decepción, por contagiarme su optimismo.

Contenido

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN.....	1
1.1 Objetivos.....	3

CAPÍTULO 2

FUNDAMENTOS.....	4
2.1 Tipos de crudo.....	6
2.2 Caracterización del petróleo.....	8
2.3 Pretratamiento del crudo.....	11
2.4 Destilación Atmosférica.....	14
2.5 Destilación al Vacío.....	16
2.6 Aspectos básicos para el modelado de una refinería.....	17

CAPÍTULO 3

LOCALIZACIÓN Y DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA REFINERÍA “ING. ANTONIO DOVALÍ JAIME” SALINA CRUZ, OAXACA	19
---	----

CAPÍTULO 4

DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA II.	26
4.1 Precalentamiento y Desalado.	27
4.2 Despunte.	29
4.3 Calentadores a Fuego Directo.	30
4.4 Unidad de Destilación Atmosférica.	34
4.5 Unidad de Destilación al Vacío.	37
4.6 Servicios Auxiliares.	43

CAPÍTULO 5

SIMULACIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA II.	47
5.1 Caracterización del crudo.	48
5.2 Precalentamiento.	53
5.3 Desalado.	55
5.4 Despunte.	57
5.5 Destilación Atmosférica.	58
5.6 Destilación al Vacío.	63

CAPÍTULO 6

RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN.....	67
----------------------------------	----

CAPÍTULO 7

ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	81
-----------------------------	----

7.1 Aplicaciones de la Simulación en Hysys.....	85
---	----

CAPÍTULO 8

CONCLUSIONES.....	89
-------------------	----

BIBLIOGRAFÍA	93
--------------------	----

CAPÍTULO 1

Introducción

En la actualidad México tiene una gran dependencia de los ingresos provenientes del petróleo; la carga fiscal de Petróleos Mexicanos (PEMEX) debe ser mucho menor a la establecida hoy por hoy. Los recursos que tiene el país en el crudo han dejado de ser abundantes y deben ser administrados correctamente para prever las futuras variaciones de las condiciones económicas en los precios del crudo.

Dentro de la refinación del petróleo existen dos maneras para incrementar los ingresos:

- a) Aumentando la capacidad de refinación
- b) Optimizando los procesos de refinación, lo que conlleva a eficientar dichos procesos, obteniendo mayores rendimientos en los productos del crudo, mejor calidad y finalmente mayor valor económico.

Una inversión extra para aumentar la capacidad nacional de refinación es difícil de conseguir dadas las condiciones económicas del país. Así, la optimización de los procesos de refinación parece ser la alternativa más viable para mejorar la economía del petróleo en México.

El impacto que tiene la industria del petróleo en la economía y en la vida, no solo nacional sino internacional es enorme; además de que es la más compleja, física y químicamente hablando, en relación con otras industrias químicas de proceso; es por ello que la operación de una refinería de igual manera es compleja.

Para reducir esta complejidad al entendimiento de un grupo de procesos, se requiere el conocimiento fundamental de los mismos. En el presente existen diversos métodos que nos permiten entender en su totalidad cada uno de los procesos que se llevan a cabo en una refinería.

Una de las técnicas y probablemente la más utilizada, es la simulación o modelado de los procesos. La simulación en términos generales es una extraordinaria técnica para estudiar el comportamiento y relaciones de un determinado sistema a través de modelos que imitan confiablemente las propiedades y el comportamiento de este sistema en una escala menor, permitiéndonos así su manipulación y estudio a nivel de detalle no alcanzado por cualquier otra técnica.

Para lo anterior, es necesario el uso de simuladores cuyo objetivo principal es representar las condiciones de operación lo mas cercanas posible a las condiciones de operación que se tienen en la refinería, para así llevar a cabo un análisis de las variables del proceso y de esta manera poder definir cuales son las más importantes y como afectan la eficiencia del proceso, para que a continuación se proponga una optimización de éste.

En el presente trabajo, se utiliza como herramienta el simulador Hysys de la compañía AspenTech para generar el esquema de simulación del proceso de destilación que se realiza en la Planta Primaria II de la Refinería de Salina Cruz, Oaxaca, con el propósito de generar una simulación confiable que pueda ser utilizada como base para plantear y analizar la futura integración de éstas dos plantas convirtiéndose en una planta combinada en la Refinería.

1.1 OBJETIVO

- Generar un esquema de simulación confiable de la Planta Primaria II de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” y realizar el análisis de ésta, la cual tiene como finalidad establecer las bases para plantear la futura integración térmica de las unidades de destilación atmosférica y de vacío.

ALCANCE

Este trabajo, se limita a elaborar el esquema de simulación de las columnas de destilación atmosférica y de vacío, simultáneamente se realizó un análisis de algunas de las problemáticas frecuentes que se presentan en el proceso de destilación de crudo. Para poder llevar a cabo el planteamiento de la integración térmica de ambas unidades, se deben actualizar las condiciones de operación, la caracterización del crudo y se debe conocer la proporción de la mezcla de crudo que se procesa en la Planta Primaria II.

CAPÍTULO 2

Fundamentos

El petróleo, es el producto de los cambios naturales de la materia orgánica que a través de millones de años se ha acumulado debajo de la superficie de la tierra en cantidades importantes, al paso del tiempo éste ha sido descubierto y utilizado para satisfacer las variadas y cambiantes necesidades de los combustibles de origen fósil.

La naturaleza y composición química del crudo, varía dependiendo de la región geográfica de la cual proviene. Esto puede verse fácilmente en la diferencia que existe entre las gravedades específicas de los crudos de diversas partes del mundo.

No todos los compuestos contenidos en el crudo son hidrocarburos puros; el crudo contiene impurezas inorgánicas tales como azufre, nitrógeno, oxígeno y metales.

Los compuestos de azufre son los más abundantes en el crudo, su contenido puede variar entre 0.1% y más del 6% en peso, este contenido está relacionado con la densidad del crudo y por lo tanto con su calidad.

El azufre puede estar presente en forma inorgánica como:

- ❖ Ácido Sulfhídrico H_2S .
- ❖ Sulfuro de Carbonilo (Oxisulfuro de Carbono) $S=C=O$

También se encuentra presente en moléculas orgánicas tales como:

- ❖ Sulfuros cuya fórmula general es $R-S-R$ como por ejemplo el Propil Pentil Sulfuro $CH_3-CH_2-CH_2-S-(CH_2)_4-CH_3$
- ❖ Disulfuros de fórmula general $R-S-S-R$ presentes sobre todo en las fracciones ligeras.
- ❖ Tioles o Mercaptanos $C_nH_{2n-1}SH$ en los que el Hidrógeno ligado al Azufre tiene un carácter ácido.
- ❖ Tiofenos, presentes sobre todo a partir de un punto de ebullición de $250^\circ C$, constituyen un grupo importante de compuestos sulfurados. En éstos el azufre se inserta en ciclos aromáticos.

Los metales contenidos en el crudo son usualmente Níquel, Sodio, Fierro y Vanadio.

En el crudo están presentes tres clases de hidrocarburos:

Parafinas. Las cadenas lineales de carbono asociadas a hidrógeno, constituyen las parafinas, tienen como fórmula C_nH_{2n+2} , y pueden ser cadenas rectas (normales) o ramificadas (isómeros) de átomos de carbono.

Naftenos. Son grupos de hidrocarburos de anillo saturado, de fórmula C_nH_{2n} , dispuestos en forma de anillos cerrados (cíclicos), que se encuentran en todas las fracciones del crudo excepto en las más ligeras.

Aromáticos (derivados del benceno). Familia de hidrocarburos que contienen en su molécula uno o varios núcleos de seis carbonos, cadena cerrada y forma hexagonal, los cuales poseen en su estructura tres dobles ligaduras (anillos bencénicos).

Olefinas. Su fórmula general es C_nH_{2n} y son aquellas que tienen al menos dos carbonos unidos por doble enlace, por lo que corresponden a los alquenos. Estos

compuestos no están presentes de forma natural en el crudo, pero se forman durante su procesamiento. Sin embargo, las olefinas son indeseables en los productos terminados, debido a que los dobles enlaces son reactivos y los compuestos se oxidan y polimerizan más fácilmente.

La composición elemental del crudo usualmente se encuentra en los siguientes rangos:

Elemento	% Peso
Carbono	83 - 87
Hidrógeno	10 - 14
Azufre	0.05 - 6
Nitrógeno	0.1 - 2
Oxígeno	0.05-1.5
Metales	<1000 ppm

Fuente: Speight. The Chemistry and Technology of Petroleum.2000.

La destilación de crudo (atmosférica y de vacío) es solo el primer paso en el proceso de refinación del petróleo, debido a esto toda la alimentación a la refinería debe pasar a través de las columnas de destilación, resultando altos flujos de crudo y grandes consumos de energía. El crudo se descompone en diversas fracciones que son llevadas a otros procesos para la obtención de productos con mayor valor económico.

2.1 TIPOS DE CRUDO

Uno de los parámetros más relevantes para clasificar un crudo es su densidad. Las unidades empleadas para su medición son los grados API (siglas derivadas del *American Petroleum Institute*) y representan el inverso de la densidad específica.

No existe ningún parámetro puntual para nombrar los crudos de acuerdo a esta característica, sin embargo, en la industria petrolera internacional, se suelen tomar los siguientes rangos:

- Crudos ligeros. Densidad mayor a 29°API.
- Crudos medios o intermedios. Entre 22 y 29°API.
- Crudos pesados. Entre 10 y 22°API.
- Crudos extrapesados. Menor a 10°API.

Este parámetro es quizá la propiedad más importante del petróleo crudo, ya que se encuentra asociado al contenido de cadenas largas en el mismo (las moléculas más grandes pueden empaquetarse muy juntas una de la otra dando como resultado una mayor cantidad de masa por unidad de volumen). De esta manera, entre más ligero sea un crudo, éste tendrá una mayor proporción de fracciones de cadenas cortas que representan un mayor valor económico, como las gasolinas, diesel, turbosina; además de que estos crudos pueden refinarse más fácilmente sin recurrir a procesos complejos como el craqueo o coquización para obtener volúmenes considerables de productos de mayor valor agregado.

La cantidad de azufre presente en el crudo es otra de las características que más se toman en cuenta en su clasificación y precio. En el caso de dos crudos con el mismo grado API, aquel que posea la menor cantidad de azufre será el de mayor precio.

Dentro de esta clasificación los crudos con menos de 0.5% de azufre son conocidos como *crudos dulces*, mientras que aquellos con más de 1.5% se les conoce como *crudos amargos*.

La importancia del contenido de azufre en el crudo radica en que este elemento es altamente corrosivo y su emisión a la atmósfera es causa de la formación de lluvia ácida, por lo que desde hace tiempo los países han diseñado políticas que limiten el contenido de compuestos que contengan azufre en los combustibles.

Otros factores que determinan la calidad del crudo y por tanto su precio, son: el contenido de asfaltenos y/o de lubricantes, contenido de agua, contenido de sal, evaporabilidad (Presión de Vapor Reid), contenido de impurezas (metales disueltos como vanadio y níquel), curva de destilación, etc.

Los rangos de cada una de estas características varían considerablemente de región a región e incluso dentro de un mismo yacimiento.

Los tipos de crudo en México son los siguientes:

⇒ Petróleo Súper Ligero

Su producción proviene principalmente de los yacimientos localizados en la región sur del territorio nacional, en los estados de Chiapas y Tabasco, representando el 19% del total producido en el país.

⇒ **Petróleo Ligero**

Su producción se obtiene principalmente de los yacimientos localizados en la región marina del Golfo de Campeche, representa el 26% del total producido en el país.

⇒ **Petróleo Pesado**

Se extrae principalmente de los yacimientos localizados en la región marina noreste del Golfo de Campeche, representa el 55% de la producción total del país.

Para el mercado de exportación, en México se preparan tres variedades de petróleo crudo con las siguientes calidades típicas:

Istmo. Petróleo crudo ligero con densidad de 33.6° API y 1.3% de azufre en peso.

Maya. Petróleo crudo pesado con densidad de 21° API y 4.5% de azufre en peso.

Olmeca. Petróleo crudo muy ligero con densidad de 39.3° API y 0.8% de azufre en peso.

2.2. CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO

El ensayo de un crudo es la compilación de datos de laboratorio y de plantas piloto que definen las propiedades de un crudo específico. Los ensayos de un crudo típicamente incluyen la curva TBP, la curva de gravedad versus % destilado, contenido de azufre y la fracción de los compuestos ligeros.

Es importante mencionar que el ensayo de un crudo determinado que tiene dos años o más de antigüedad desde su realización, proporciona datos inadecuados para propósitos de simulación.

Las mezclas de hidrocarburos puros y de fracciones petrolíferas se analizan en laboratorio utilizando normas concretas publicadas por la ASTM (American Society

for Testing and Materials), la clasificación de los métodos de ensayo utilizados en la destilación son los siguientes:

DESTILACIÓN TBP (ASTM D2892). La curva de destilación de puntos de ebullición reales ó TBP (True Boiling Point) es la información más importante para llevar a cabo una caracterización de cualquier crudo para fines de diseño y simulación. Sin una correcta curva TBP, el proyecto de simulación está destinado a fracasar.

La destilación TBP tiende a separar los componentes de la mezcla en orden con respecto al punto de ebullición de los productos y es una buena aproximación de la separación que puede ser esperada en la planta. La temperatura más alta que puede ser medida para la mayoría de los crudos antes del craqueo de sus moléculas es del rango de 496 a 526°C a una presión base de 760 mmHg.

DESTILACIÓN ASTM 1160. El procedimiento para obtener la curva de puntos de ebullición reales (TBP) puede ser extendido experimentalmente a través del procedimiento de destilación al vacío ASTM D1160 para los residuos de la destilación TBP.

La prueba es comúnmente corrida a 10 mmHg y pueden medirse temperaturas mayores al rango de 566 - 610°C cuando los datos son corregidos a una presión base de 760 mmHg. La presentación de resultados consiste en una curva de destilación en la cual aparece el volumen destilado, el punto de ebullición a presión reducida y el punto de ebullición corregido a presión atmosférica.

ASTM D86. Este método se aplica a la destilación de gasolinas, querosenos, gasóleos y productos petrolíferos similares. La cantidad de muestra es generalmente de 100 ml, las condiciones de destilación están especificadas en función de la naturaleza de la muestra. Se va observando simultáneamente la lectura de la temperatura y del volumen condensado; el resultado del ensayo se calcula y se refleja bajo la forma de temperatura de ebullición en función del volumen destilado.

VAPORIZACIÓN FLASH EN EQUILIBRIO (EFV). La mezcla es calentada sin permitir que el vapor se separe del líquido remanente. La curva EFV de crudo es determinada

usando un aparato el cual confina el líquido y el vapor juntos, hasta que el grado de vaporización requerido sea alcanzado.

El porcentaje vaporizado es graficado versus la temperatura de diversas corridas para obtener la curva. La separación es pobre en este tipo de destilación comparada con la destilación ASTM.

PUNTO FLASH. El “*flash point*” de un crudo es la temperatura a la cual el vapor que se encuentra en la superficie del líquido puede momentáneamente explotar.

Esta prueba sirve para indicar la temperatura debajo de la cual el crudo puede ser manejado de modo seguro.

FACTOR DE CARACTERIZACIÓN KUOP. El factor K_{uop} , es un valor que permite identificar o caracterizar el tipo de crudo en cuanto a su composición química, (base parafínica, mixta, nafténica, aromática).

Este índice tiene unos valores para:

- ✓ parafínicos normales/ isoparafínico
- ✓ nafténicos puros
- ✓ aromáticos puros

$$K_{uop} = \frac{(\text{Temp. Volumétrica Media})^{1/3}}{\text{SPGR (60° F)}}$$

La temperatura volumétrica media, es la temperatura de ebullición de un componente hipotético con características equivalentes a la mezcla de hidrocarburos analizada.

K= 13; BASE PARAFINICA

K= 11; BASE NAFTÉNICA

K= 12; BASE MIXTA

K = 10; BASE AROMÁTICA

2.3 PRETRATAMIENTO DEL CRUDO

Pre calentamiento

El crudo es bombeado del almacenamiento para ser calentado por una batería de intercambiadores de calor que utilizan corrientes de productos calientes y corrientes de *pumparound* del proceso mismo.

A una temperatura aproximada de 130 a 150°C el crudo entra a los desaladores.

Desalado

El crudo emerge contaminado con salmueras subterráneas y en algunos casos con agua de mar, las cuales pueden estar en forma libre o emulsionada en el petróleo. Tan pronto como llega a la superficie, el agua libre se elimina por sedimentación. Sin embargo la reducción del agua emulsionada no es directa, debido a la estabilidad que presentan las gotas de agua emulsionada a la fuerza de gravedad.

El agua emulsionada le proporciona al crudo un volumen adicional al transporte así como propiedades corrosivas, lo cual se ve reflejado en la reducción de la vida útil de los equipos de proceso. Debido a esto es necesario aplicarle un proceso de deshidratación y desalado. El proceso de separación más comúnmente usado por su efectividad es el empleo de un campo eléctrico de corriente continua o corriente alterna, mediante el cual se logra la coalescencia de las gotas de agua emulsionada.

El agua presente en el crudo puede estar en forma libre o emulsionada con el petróleo crudo. El rompimiento de estas emulsiones puede llegar a ser un problema muy serio.

La aplicación de la coalescencia electrostática combinada con la adición de químicos para resolver el problema de las emulsiones provee la herramienta necesaria para obtener el crudo deshidratado y desalado, adecuado para procesar.

Básicamente el desalado consiste en precalentar el crudo para disminuir la viscosidad, se inyecta agua de lavado (exenta de sales) para producir una emulsión del crudo con

el agua. Las sales se disuelven en el agua y posteriormente la emulsión se rompe por medio de una precipitación electrostática.

El desalador es un recipiente horizontal empleado para eliminar la sal del crudo de carga a la torre de destilación atmosférica. El crudo salado de tanques de almacenamiento es alimentado al desalador en donde también se alimenta agua de lavado para formar una emulsión que posteriormente se rompe, separándose en el fondo la solución acuosa (rica en sal) la cual es drenada del recipiente. La ruptura de la emulsión se origina por el uso de electrodos instalados en el interior del equipo.

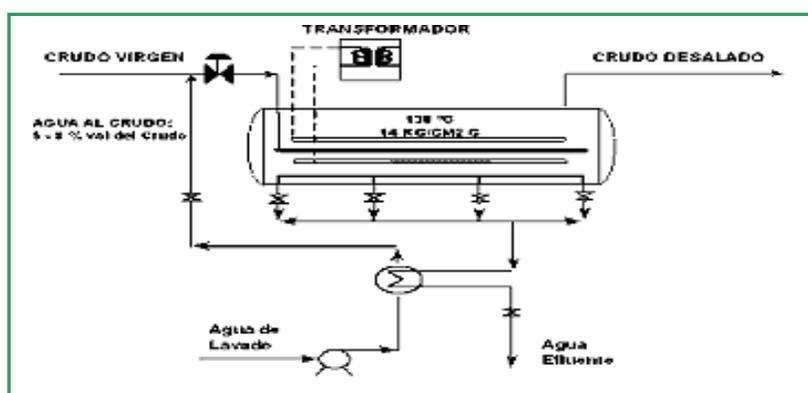


Figura 2.1 Esquema de un Desalador

En resumen el objetivo de este proceso es disminuir el contenido de sales y agua en el crudo que se procesa, reduciendo la corrosión por hidrólisis de sales como el cloruro de calcio, cloruro de magnesio y cloruro de sodio que en presencia de agua forman ácido clorhídrico altamente corrosivo. Esta reacción se lleva a cabo principalmente en los domos de las torres atmosféricas y es arrastrado subsecuentemente a otras partes del sistema de destilación primaria, como son líneas, condensadores y acumuladores.

Los agentes desemulsificantes, cuya composición es motivo de patente, se aplican actualmente en diferentes puntos del sistema para mejorar la eficiencia del proceso de desalado. En general se aplica primeramente en la sección de bombas de mezclado y después en la línea de llegada de crudo a los tanques de bombeo de los sistemas de plantas primarias.

Este mecanismo ha dado buenos resultados, ya que el contenido de sal a la salida de los desaladores se encuentra en un intervalo de 1.1 a 1.4 LMB (libras de sal por cada mil barriles).

Despunte

Una vez que el crudo ha sido desalado pasa a una segunda etapa de intercambiadores de calor con el fin de seguir subiendo su temperatura hasta llegar a una primera torre de destilación, conocida como torre despuntadora o “*preflash*”, en este equipo se logra despojar al crudo de la nafta liviana y de gases combustibles. La finalidad principal de este sistema es reducir la carga a la columna de destilación atmosférica y al horno por lo cual este equipo puede ser opcional.

Se extrae la nafta para someterla a otros procesos, como pueden ser la fabricación de productos petroquímicos, o para tratarla y obtener gasolina. Al residuo que queda después de este proceso se le denomina crudo despuntado.

La temperatura de alimentación recomendada para el despunte es de 207°C, para lograr una vaporización de 10% vol. Una temperatura mayor, propicia la separación de fracciones pesadas, contaminando la nafta producto. Una menor temperatura evita la eliminación de los componentes ligeros, lo que repercute en aumento de producción de nafta atmosférica y una menor producción de nafta de despunte.

El crudo despuntado se alimenta a un calentador a fuego directo para alcanzar la temperatura y el nivel de vaporización requerido para el fraccionamiento. La temperatura del crudo a la salida de este calentador se encuentra en el rango de 350 a 380°C.

Generalmente el crudo es calentado un poco más para vaporizar cerca del 5% más que lo requerido para las corrientes destiladas. Esto es llamado *overflash* y es usado para asegurar una buena relación de reflujo en la torre de fraccionamiento.

2.4 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

Primera etapa de la destilación de crudos; consiste en la separación por destilación a presión ambiente de las diversas fracciones o constituyentes, apoyándose para tal fin en su diferencia de temperatura de ebullición (o volatilidad). Durante este proceso las fracciones o productos más ligeros (gases y nafta ligera) se destilan primero y posteriormente se sacan por el domo o parte superior de la torre. Los destilados intermedios (turbosina, kerosina, gasóleo o diesel) se extraen separadamente por la parte intermedia y el residuo por el fondo de la torre.

La temperatura a la que se debe alimentar el crudo a la torre de destilación es de alrededor de 350 a 380° C, por lo cual se calienta en hornos especiales o en calentadores, y se introduce a la torre, cerca del fondo, mezclado con vapor de agua.

Al interior de la torre se localizan 30 ó 40 platos, los cuales son unidades instaladas y habilitadas para que a través de ellos los vapores de los hidrocarburos más ligeros asciendan y los líquidos descendan mediante dispositivos especiales, que en la terminología común suelen llamarse “bajantes”;

en este sentido cada uno de los platos constituye una etapa de destilación, dentro de todo el proceso en conjunto; los platos permiten purificar en forma paulatina e incrementada el vapor en sus componentes más ligeros al ascender; y al líquido que descende, en sus componentes más pesados.

Para hacer más eficiente el proceso de destilación sin aumentar por ello el número de platos que se localizan al interior de la torre así como tampoco aumentar su altura; del condensado del domo, además del producto, se extrae el reflujo para recircularlo y aumentar con ello las concentraciones de los componentes más ligeros, reduciendo la de los componentes más pesados en los vapores emergentes del domo de la torre durante este proceso. Para no inundar la torre con el reflujo y las demás corrientes de los líquidos, se van extrayendo las fracciones más pesadas de platos intermedios

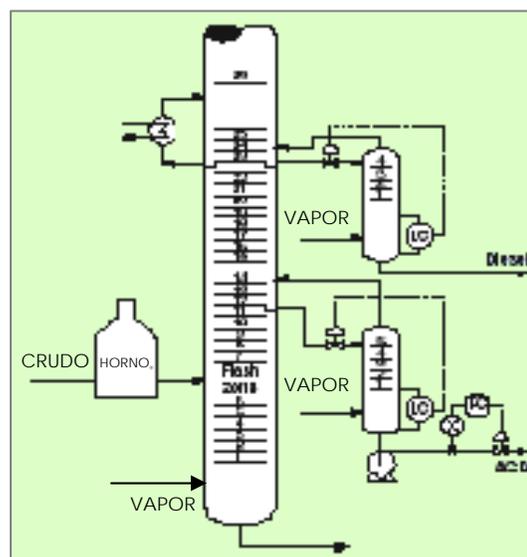


Figura 2.2 Torre de Destilación Atmosférica

localizados a diferentes alturas, extracciones que se someten a una destilación adicional (agotamiento) con el objeto de obtener productos más puros, de los que resultan las fracciones de turbosina, kerosina y gasóleo ligero.

Como productos adicionales de la destilación primaria del crudo, se obtienen, por extracción lateral de la torre, el gasóleo pesado y por su fondo el residuo atmosférico ó primario.

Las corrientes de productos que se obtienen de los agotadores, se envían a los intercambiadores del tren de precalentamiento del crudo, después del intercambio de calor, se enfrían con agua o aire para su almacenamiento.

Los productos típicos que se obtienen de la torre de destilación atmosférica son los siguientes:

<i>Domo</i>	<i>Nafta</i>	<190°C
<i>1ª. Salida Lateral</i>	<i>Kerosina</i>	190-250°C
<i>2ª. Salida Lateral</i>	<i>Diesel</i>	250-320°C
<i>3ª. Salida Lateral</i>	<i>Gasóleo</i>	320-370°C
<i>Fondo</i>	<i>Residuo</i>	>370°C

Fuente: Jones D.S. Elements of Petroleum Processing,1995

Asimismo, la columna de destilación presenta reflujos intermedios adicionales, denominados circulantes o *pumparound*, generados mediante extracciones de líquidos de distintos platos que se enfrían y vuelven a introducirse en la columna algunos platos por encima de la extracción. La función de todos los reflujos circulantes es modificar el perfil de temperaturas en la columna, eliminando calor del sistema y disminuyendo el caudal de vapor que alcanza la columna. De esta forma se reduce la carga térmica del condensador y se logra un mejor aprovechamiento de la energía.

2.5 DESTILACIÓN AL VACÍO

Es el proceso de destilación utilizado como paso intermedio para extraer, del residuo atmosférico, el gasóleo usado como carga a las plantas de desintegración catalítica FCC, así como las fracciones para la elaboración de los aceites lubricantes.

La temperatura necesaria para fraccionar el residuo obtenido de la destilación atmosférica sería de alrededor de 550°C, nivel en el cual se presentaría una desintegración de las moléculas y su consecuente pérdida de producto, formación indeseable de coque y ensuciamiento del equipo. Para solventar estos inconvenientes se cuenta con el proceso de destilación al vacío, el cual consiste en fraccionar el residuo de las plantas primarias en dos o más cortes, sometiéndoles a una destilación nueva en una torre especial donde se ha reducido la presión alrededor del 2 por ciento de la presión atmosférica normal (de 10 a 20 mmHg de presión absoluta); esto se hace creando condiciones de vacío con eyectores de vapor. El residuo atmosférico es destilado para proporcionar corrientes de productos más pesados, los cuales son

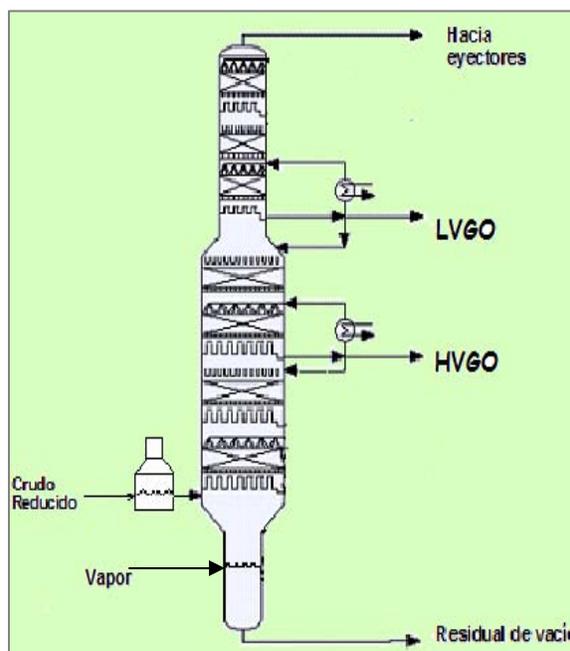


Figura 2.3 Torre de Destilación de Vacío

usados para producir lubricantes o como alimentación a las unidades de conversión.

La alimentación fría, es calentada por corrientes calientes y de *pumparound* del proceso mismo, en intercambiadores de calor, finalmente pasa por un calentador a fuego directo para alcanzar una temperatura más alta.

Posteriormente esta corriente se alimenta a la torre de vacío donde los vapores destilados son condensados por transferencia de calor y masa con corrientes frías de reflujo que fluyen a lo largo de la torre; los productos son extraídos de las secciones adecuadas y generalmente son bombeados a almacenamiento.

Las condiciones de vacío son producidas por eyectores, tomando el vapor del domo de la torre, estos eyectores remueven inertes y otros vapores que puedan existir, produciendo así un vacío de aproximadamente 5 mmHg absolutos.

Las unidades de destilación al vacío modernas operan a una presión de 3 a 5 mmHg en el domo de la torre y cerca de 25 a 30 mmHg en el fondo.

Por supuesto, el crudo puede descomponerse si la temperatura de vaporización o de corte es muy alta; por ello se desea tener el mayor vacío posible con la menor caída de presión a lo largo de la torre para evitar el craqueo del crudo reducido.

2.6 ASPECTOS BÁSICOS PARA EL MODELADO DE UNA REFINERÍA

El primer paso en la construcción del modelo de destilación de crudo es la transformación de los datos del ensayo del crudo a pseudo-componentes o “cortes” de crudo.

Cada corte representa una porción (volumen líquido ó másico) de la curva de puntos de ebullición TBP y tiene asignado un punto de ebullición normal equivalente al valor promedio para todo el corte.

Es necesario definir la gravedad API para cada corte, cuando una curva de gravedad es proporcionada para el crudo, estos datos son usados para definir la gravedad promedio de cada corte. Si no se proporciona una curva de gravedad, la mayoría de los simuladores comerciales estiman las gravedades individuales de los cortes usando la curva TBP y la gravedad promedio de la corriente de crudo.

La técnica más comúnmente utilizada para predecir la gravedad de los cortes a partir de la gravedad promedio del crudo y la curva TBP es asumir que el factor K (Watson-Murphy) es constante o muy cercanamente constante a lo largo de todo el rango de ebullición del crudo; particularmente, esta no es una buena aproximación.

En la Figura 2.4 se ilustra el error en la gravedad de los cortes que es introducido con la técnica del factor K constante. Este error en la caracterización afecta las otras propiedades predichas para cada corte y en particular afecta el valor del peso molecular.

El siguiente paso para la construcción de la simulación es resolver la siguiente pregunta: ¿Cuántos pseudo-componentes pueden ser usados en la caracterización del crudo?

En los días previos a los programas de computadora, los crudos eran representados con menos de 10 pseudo-componentes o cortes. Como los simuladores fueron

ganando popularidad a mediados de los setentas, las computadoras fueron relativamente primitivas; entonces los simuladores fueron diseñados para una cantidad mucho mayor de pseudo-componentes.

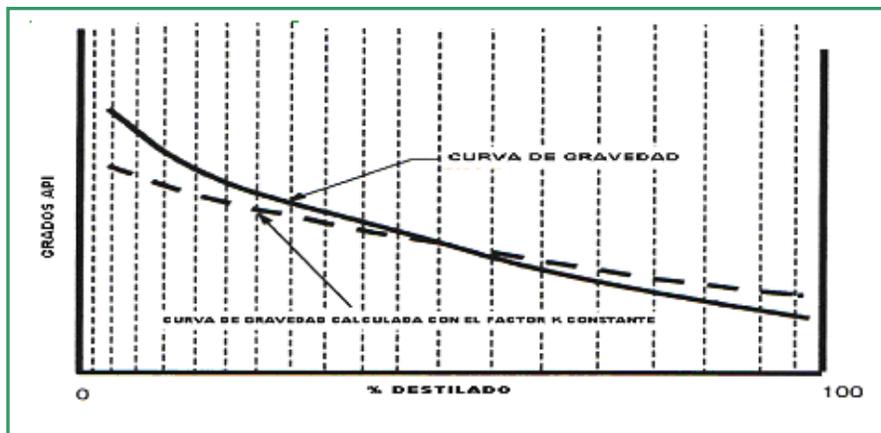


Figura 2.4 Error introducido en la caracterización de crudo

El número más popular de componentes fue 50 y los cortes usados para representar el crudo fueron diseñados alrededor de este número; éste número es utilizado aún en los simuladores comerciales actuales.

El número de pseudo-componentes para diferentes rangos de temperatura que son utilizados frecuentemente son los siguientes:

RANGO °F	RANGO °C	No.DE CORTES
<100	<37.8	PENTANOS Y LIGEROS
100 - 800	37.8 - 427	28
800 - 1200	427 - 649	8
1200 - 1600	649 - 871	4

Fuente: Gerald Kaes. Some practical aspects of modeling crude oil distillation. 2003.

La cantidad de cortes que se usan en cualquier problema de destilación de petróleo depende de la distribución de los componentes en las zonas de fraccionamiento; donde una zona de fraccionamiento es definida como una sección en la columna de destilación en la cual dos productos son separados.

Por todo lo dicho anteriormente, sin duda, el paso más importante para el modelado de la destilación de crudo, es el desarrollo de una correcta caracterización del crudo.

CAPÍTULO 3

Localización y Descripción General de la Refinería

“Ing. Antonio Dovalí Jaime” de Salina Cruz, Oaxaca

Con el objetivo de elaborar los productos petrolíferos que cubran parte de la demanda nacional, basándose en las necesidades de consumo, además de realizar la explotación de crudo y destilados por las costas mexicanas del litoral del Pacífico, Petróleos Mexicanos proyectó la construcción de la Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime, la cual inició sus operaciones en el mes de abril de 1979 y desde entonces ha sido un centro de refinación en constante crecimiento.



Figura 3.1 Localización de la Refinería

La Refinería Antonio Dovalí Jaime ocupa una superficie de 600 hectáreas localizadas a cinco kilómetros al noreste de la ciudad y puerto de Salina Cruz, Oaxaca.

El petróleo crudo que se extrae de los yacimientos localizados en los estados de Tabasco, Chiapas y la Sonda de Campeche, se concentra en la estación de recolección y bombeo, ubicada en Nuevo Teapa, Ver. Parte de este crudo se envía a través de dos oleoductos de 30 y 48 pulgadas de diámetro, hasta la refinería. El crudo, sea para su procesamiento o para exportación, se almacena en tanques de 100, 200 y 500 mil barriles, cuyas características de diseño y seguridad garantizan el adecuado abastecimiento.

Para el manejo de los hidrocarburos y productos, la refinería cuenta con una capacidad de 14 millones de barriles en 125 tanques, de los cuales 20 almacenan materias primas, tales como crudo Istmo, Maya y sus mezclas; 39 para productos intermedios como gasolina primaria, kerosina primaria, turbosina primaria, diesel, aceite cíclico ligero, gasóleos, residuos catalíticos, aceite recuperado y 66 para productos finales como: butano-butileno, propileno, gas LPG, gasolina magna, turbosina, diesel desulfurado y diesel, combustóleo, TAME y MTBE.

La Refinería se divide en dos grandes áreas:

Área administrativa. A través de los diversos departamentos que integran el área administrativa se lleva el control y seguimiento de los servicios que se prestan al personal que labora en la Refinería, así como los requerimientos de mano de obra de la misma.

Área Industrial. Actualmente está constituida por:

- 26 plantas de proceso
- 96 tanques de almacenamiento
- 6 áreas de almacenamiento para Azufre líquido
- 12 talleres de especialidades: eléctrico, mecánico, instrumentos
- 4 Laboratorios: control, analítico, gases y experimental

PLANTA PRIMARIA I Y II.

En la Refinería se cuenta con dos plantas de destilación primaria las cuales fueron diseñadas e instaladas para procesar cada una 165,000 BPD de crudo. En la Primaria I se procesa una mezcla de crudos con peso específico de 0.865 a 0.875 y en la Primaria II la mezcla es de 0.875 a 0.890.

Los productos que se obtienen son:

- ✓ Gas licuado endulzado en Primaria II
- ✓ Gasolina amarga, que junto con la de despunte, una vez estabilizada se envía a tanques de almacenamiento para su tratamiento posterior de endulzamiento en los procesos Merox e Hidrodesulfuración.
- ✓ Turbosina que se envía a tanques para que de acuerdo a los lineamientos de calidad continúe su tratamiento en las unidades de destilados intermedios.
- ✓ Kerosina para la preparación de tanques de diesel utilizada para el ajuste porcentual de azufre.
- ✓ Gasóleos ligeros enviados a tanques, utilizados en la preparación de diesel.
- ✓ Gasóleos pesados que se envían a tanques para preparar mezclas que se alimentan a las plantas catalíticas.

UNIDADES DE DESTILACIÓN AL VACÍO I Y II.

Cada una de estas plantas se diseñó para procesar 75,000 BPD de residuo primario, procedente de las plantas de destilación primarias, el cual pasa a través de dos calentadores a fuego directo, posteriormente se envía a las torres de vacío, en donde se obtienen; Gasóleo Ligero, Gasóleo Pesado y residuos de vacío.

Los Gasóleos Ligero y Pesado, se envían como carga a la Planta Catalítica y el residuo de vacío, sirve de base para la preparación de Combustóleo.

PLANTA DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA I Y II

Con una carga de una mezcla de Gasóleos de vacío y pesado atmosférico, esta planta desintegra los compuestos de alto peso molecular por medio de una alta temperatura y un catalizador, obteniendo productos más valiosos.

Esta Refinería cuenta con dos plantas de Desintegración Catalítica con capacidad para procesar 40,000 BPD cada una y dos plantas Despropilenizadoras de 4,000 y 5,000 BPD cada una, las cuales, en conjunto producen lo siguiente:

- ✓ Gas combustible que se va a la red del sistema
- ✓ Butano – Butileno, una parte, enviado a esferas para transportar a otras refinerías y el resto como carga a la planta MTBE
- ✓ Propileno que constituye la alimentación a la Planta de Alquilación
- ✓ Gasolina de alto octano, que se le da un tratamiento MEROX para eliminarle mercaptanos y enviarla a tanque para la preparación de gasolinas.
- ✓ Aceite cíclico ligero para la preparación de diesel o mezclas, y como diluyente en la preparación de combustóleo.
- ✓ Aceite decantado, producto final utilizado para diversas mezclas.

La planta consta de las siguientes secciones:

- a) *Desintegración Catalítica.* En esta sección se realiza la desintegración de la mezcla de gasóleos al ponerse en contacto con el catalizador caliente que fluye en forma de polvo. Los productos formados en la desintegración, después de pasar por una serie de separadores ciclónicos, salen por el domo del separador, enviándose a la fraccionadora.
- b) *Fraccionamiento.* Aquí se separan los productos de desintegración catalítica en cuatro corrientes principales: gas y gasolina por el domo, aceite cíclico ligero, aceite decantado y lodos que se recirculan al reactor.
- c) *Compresión de Gases y Estabilización de Gasolina.* El gas proveniente del fraccionamiento se comprime y se envía a las torre absorbedoras, en donde se separa el gas seco. El gas licuado y la gasolina se envían a la torre

desbutanizadora, separándose ahí el gas licuado y la gasolina ya estabilizada; los tres productos obtenidos se envían a tratamientos.

- d) *Tratamientos*. El gas seco proveniente de la sección de compresión es tratado con una solución de dietanolamina, para eliminar el ácido sulfhídrico antes de enviarlo a la red de gas combustible. El gas licuado pasa por tratamiento con dietanolamina antes de enviarse al segundo tratamiento MEROX en donde se le elimina totalmente el Azufre.
- e) *Fraccionamiento de Gas Licuado*. El gas licuado libre de azufre se envía a una torre fraccionadora, en donde se separa el propano-propileno del butano-butileno.

PLANTAS HIDRODESULFURADORAS DE DESTILADOS INTERMEDIOS

Existen dos de estas plantas, con capacidad de 25,000 BPD cada una, utilizadas para eliminar los compuestos de azufre de la turbosina, kerosina y diesel, mediante una reacción catalítica con hidrógeno.

La carga, que proviene de las plantas primarias, pasa a la zona de reacción, en donde se obtiene por el fondo del separador un producto desulfurado sin estabilizar, el cual es enviado a la torre agotadora; de esta torre los hidrocarburos pesados se alimentan a la sección de fraccionamiento, para extraer de ella, por el domo, hidrocarburos ligeros que se envían como carga a la hidrodessulfuradora de gasolina, y por el fondo la kerosina o el diesel desulfurado.

PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS

Recibe como carga la gasolina desulfurada, para obtener mediante reformación catalítica a determinada presión y temperatura, en presencia de un catalizador a base de platino, gasolina de alto octano, además de hidrógeno como subproducto. Su capacidad de proceso es de 20,000 BPD.

La reacción de reformación se efectúa en reactores en serie, colocados uno sobre otro, formando un solo cuerpo. Como la reacción es endotérmica, entre los reactores se intercalan calentadores que recuperan la temperatura al fluido antes de entrar a cada

reactor, proporcionando así la energía necesaria para realizar la reacción de reformación.

El reformado sin estabilizar se envía a la sección de fraccionamiento, donde por el domo se separan los incondensables y licuables, y por el fondo el reformado estabilizado con buen octano, mismo que es transferido a tanques para la preparación de gasolina.

PLANTAS DE AZUFRE I, II Y III.

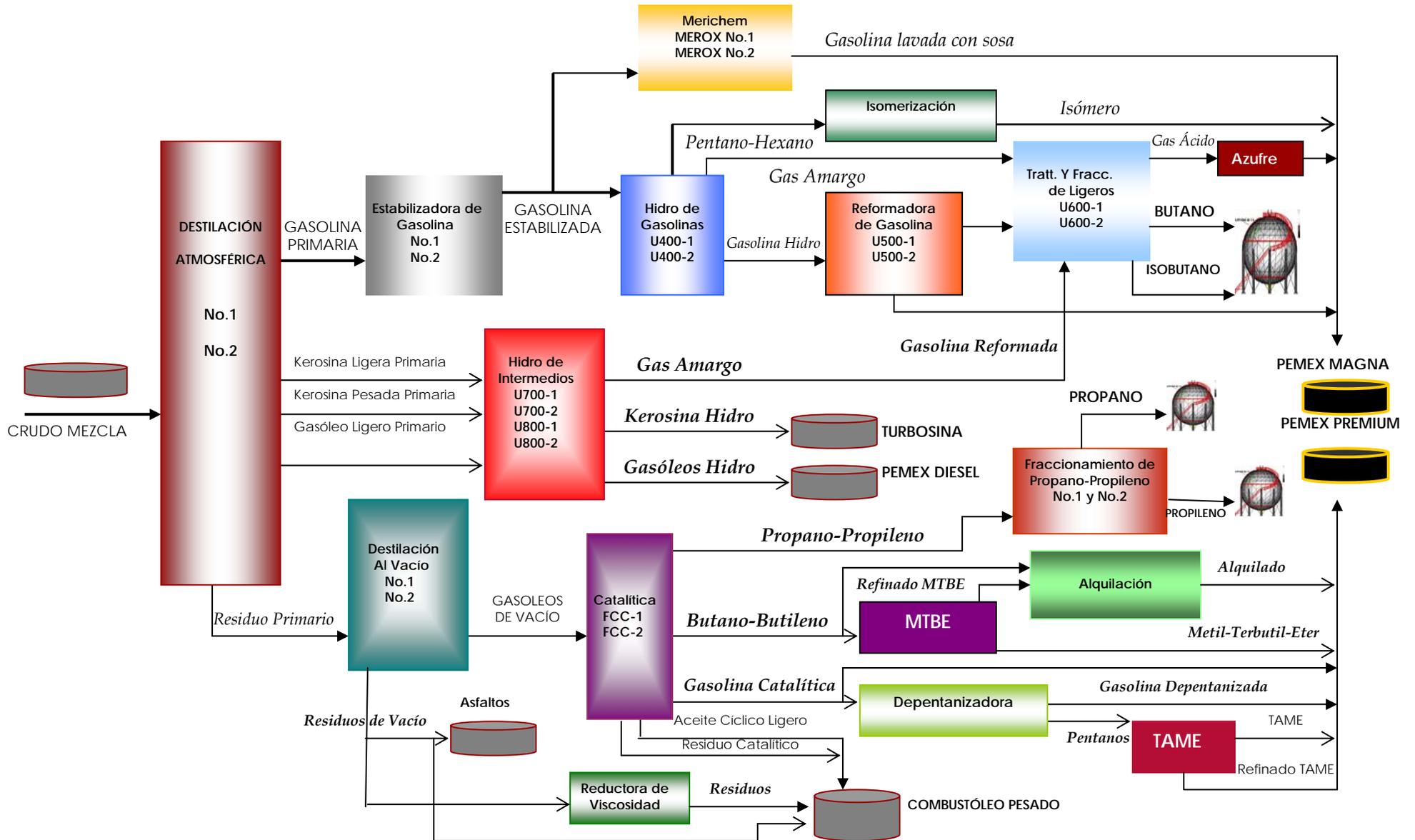
Los gases amargos procedentes de las plantas hidrodesulfuradoras de nafta, de destilados intermedios de la viscorreductora y de las plantas catalíticas, se procesan en tratamientos de endulzamiento con Aminas donde se genera el gas ácido que se utiliza como carga a las plantas de azufre por su alto contenido de H_2S . Con ello ayuda a la preservación del medio ambiente al transformar los gases ácidos en azufre por medio de un tratamiento térmico y catalítico.

Actualmente se cuenta con 3 plantas con capacidad para procesar cada una 80 toneladas por día, el azufre producido se almacena en forma líquida o bien en forma sólida en patios, para manejar a granel.

PLANTAS MTBE / TAME.

Debido al alto grado de contaminación ambiental que actualmente vivimos y de acuerdo a las normas de protección ambiental, y como manera de contribuir a reducir la contaminación, PEMEX REFINACIÓN al ir a la vanguardia en alta tecnología en la producción de combustibles para motores de combustión interna y para usos industriales, construyó en la Refinería un paquete de plantas ecológicas para producir combustibles oxigenados como Metil-Terbutil-Eter (MTBE) con capacidad de 30,000 toneladas por año y Ter-Amil-Metil-Eter (TAME) con capacidad de 60,000 toneladas por año. Estos compuestos vienen a sustituir al Tetraetilo de Plomo y por consiguiente reducir las emisiones de plomo a la atmósfera.

REFINERÍA "ING. ANTONIO DOVALÍ JAIME", SALINA CRUZ, OAXACA. DIAGRAMA DE PROCESO



CAPÍTULO 4

Descripción de la Planta Primaria II

El crudo a procesar deberá ser desalado antes de pasar a las torres despuntadoras en donde se eliminan los compuestos ligeros.

Las naftas de despunte son enviadas a estabilización, los gases licuables se recuperan por compresión y enfriamiento, enviándose a las torres estabilizadoras.

El crudo despuntado se envía a la torre de destilación atmosférica en la cual se obtienen como productos nafta, turbosina, kerosina, diesel, gasóleo pesado y residuo atmosférico. Las naftas de la torre atmosférica se envían frías como carga de la planta hidrosulfuradora.

De la torre estabilizadora se obtiene gas seco que se enviará a gas combustible LPG el cual será tratado con DEA (dietanolamina) y posteriormente con un proceso de tratamiento cáustico para enviarlo a almacenamiento.

A las naftas estabilizadas también se les aplica un tratamiento cáustico para luego ser enviadas a mezclas de gasolinas o bien, para completar la carga de hidrosulfuración de naftas.

El agua amarga de los acumuladores de gasolinas de las torres despuntadotas y de la columna de destilación atmosférica será tratada para eliminarle el ácido sulfhídrico, el CO₂ y el amoniaco que contenga para ser utilizada como agua tratada de carga a los desaladores.

4.1 PRECALENTAMIENTO Y DESALADO DE CRUDO

La corriente de crudo proveniente de almacenamiento es dividida, no necesariamente con flujos iguales; cada tren de precalentamiento puede manejar 60% de la capacidad máxima de operación de la planta. Éstas corrientes son bombeadas a la batería de intercambiadores de calor. El tren de precalentamiento está conformado por 12 intercambiadores de calor, en ellos, el crudo fluye a contracorriente con productos calientes provenientes de la columna de destilación, tales como turbosina, diesel, kerosina, gasóleo y corrientes de *pumparound*.

En el tren de precalentamiento cada corriente de crudo alcanza una temperatura de 138°C. Posteriormente el crudo precalentado es enviado al sistema de doble desalado.

Dependiendo del contenido de sales en el crudo, el proceso de desalado se puede realizar de dos maneras: utilizando el flujo de agua para desalado en serie, con 8% en volumen de agua de dilución con respecto a la carga de crudo. La otra forma es con alimentación de agua en paralelo, a cada unidad de desalado se le adiciona 5% de agua, el agua para desalado se inyecta en la sección de bombas de carga.

En este caso, el proceso de desalado es en serie; la presión de operación para la primera etapa es mayor a la presión de la segunda etapa, por lo que es necesario disponer de bombas de agua de desalado. En los desaladores se hace fluir una corriente uniforme a través de un campo eléctrico de alto voltaje (20 000 V) generado por pares de electrodos.

La corriente de crudo efluente del segundo desalador (crudo desalado), es enviada al intercambiador crudo/residuo atmosférico, en el cual eleva su temperatura a

aproximadamente 223°C. Esta corriente constituye la alimentación a la columna despuntadora. La presión de la alimentación se reduce a 2.18 kg/cm².

PROCESO DE DESALADO			
Condiciones de Diseño en la Refinería		Condiciones Óptimas de Operación	
Temperatura de alimentación	138.8 °C	Temperatura de alimentación	135 a 150°C Óptima: 146°C
Presión	19.2 kg/cm ²	Presión	21 kg/cm ²
Flujo de Agua	8% Vol.	Flujo de Agua	5 a 8% Vol. con respecto al crudo alimentado

Si la temperatura del crudo de alimentación a los desaladores es menor al rango recomendado, la emulsión que se forma con el agua es más difícil de romper debido al incremento en la viscosidad. Un aumento dificultaría el desalado debido al desprendimiento de componentes ligeros del crudo.

PROCESO DE DESALADO			
SERVICIOS AUXILARES		EFLUENTES	
Agua para Desalado		Agua Salada (salmuera)	
Flujo:	6,500 BPD	Flujo	6,500 BPD
Temperatura de alimentación	122.2 °C	Temperatura	48.8 °C
Presión	19.2 kg/cm ²	Presión	4.9 kg/cm ²
Desemulsificantes			
Se recomienda inyectar desemulsificante, a la succión de las bombas de carga para mantener una concentración de 40 ppm.			

La salinidad de la salmuera producida puede variar desde 1,000 ppm hasta la saturación, que es de 300,000 ppm (30 % peso); sin embargo lo usual es encontrar salmueras en el rango de 20,000-150,000 ppm (2 a 15 % peso). Por comparación, el agua de mar contiene de 30,000-43,000 ppm (3-4.3 % peso) de sales disueltas.

La salmuera efluente de este proceso, puede ser adecuadamente tratada para que no cause los daños mencionados en los equipos y sea inyectada al yacimiento.

4.2 DESPUNTE

La columna despuntadora opera con una presión en el domo de 2.1 kg/cm² y en el fondo de 2.18 kg/cm². El crudo desalado es alimentado en el fondo y una corriente de nafta proveniente de la columna de destilación atmosférica es alimentada en el domo. En la columna, obtenemos del domo todos los componentes ligeros en fase vapor, los cuales son condensados y tratados para obtener gasolina.

Del fondo, sale la corriente de crudo despuntado, ésta es bombeada a un calentador a fuego directo, donde éste elevará su temperatura hasta los 368°C. A esta temperatura, y con una fracción vaporizada, el crudo se alimenta a la columna de destilación atmosférica. En la Figura 4.1 se muestran los diagramas de flujo correspondientes al precalentamiento y desalado de la mezcla de crudo procesada.

DESPUNTE			
Condiciones de Diseño en la Refinería		Condiciones Recomendadas	
Temperatura de alimentación	222.7°C	Temperatura de alimentación	207°C
Vaporización	11.2%	Vaporización	10% Volumen
Temperatura del Domo	147.7°C	Temperatura del Domo	148 °C

Como se indica en la tabla anterior, la temperatura de alimentación recomendada para el despunte es de 207°C, para lograr una vaporización de 10% vol. Una temperatura mayor, propicia la separación de fracciones pesadas, contaminando la nafta producto y requiere una mayor cantidad de nafta primaria como reflujo para no manchar la gasolina.

Por otra parte una menor temperatura evita la eliminación de los componentes ligeros, lo que repercute en aumento de producción de nafta atmosférica y una menor producción de nafta de despunte.

4.3 CALENTADORES A FUEGO DIRECTO

Uno de los equipos principales en las refinerías, son los calentadores a fuego directo, debido a que estos suministran grandes cargas térmicas requeridas por los procesos. Para suministrar esta energía utilizan altos consumos de combustible líquido y/o gaseoso, esto trae como consecuencia, que los calentadores a fuego directo sean uno de los equipos con mayor consumo de energéticos dentro de las plantas industriales.

Los calentadores a fuego directo se pueden clasificar de acuerdo a su forma, en horizontales y verticales esto debido a la orientación del serpentín en la sección de radiación. Las secciones y partes que integran un calentador a fuego directo son idénticas para ambos tipos, vertical y horizontal.

Sección de convección.- Es la sección de transferencia de calor directamente localizado debajo de la chimenea, utilizando el calor ascendente de los gases calientes de la combustión. En esta zona los tubos están en forma horizontal tanto para calentadores verticales como horizontales.

Sección de Radiación.- Es la mayor parte que utiliza el calor radiante de los quemadores. Aunque en algunos calentadores el calor de la flama de los quemadores se dirige hacia un muro cerámico el cual irradia calor a los tubos; normalmente los tubos reciben el calor directamente de los quemadores.

Quemadores.- Es la parte del calentador el cual quema el combustible gas o líquido, en ocasiones ambos, produciendo una flama de calor intenso. Los quemadores son normalmente instalados al piso de los calentadores.

Sin embargo algunos calentadores horizontales pueden tener los quemadores montados lateralmente. El número y tamaño de quemadores son determinados por el proveedor de acuerdo al uso del calentador.

Chimenea.- Es la parte cilíndrica usada para transportar los gases de combustión a la atmósfera, y al mismo tiempo produce un tiro a los quemadores. La altura de la chimenea es determinada por el tiro requerido. Las chimeneas pueden ser montadas sobre la parte superior del calentador o pueden montarse al piso con ductos grandes para dirigir los gases de combustión hacia ellas, con este diseño la chimenea es normalmente de concreto.

Mampara.- Es un plato plano de acero localizado directamente arriba de la sección de convección, conectado a una flecha y una rueda de acero. Los cables de control están a nivel de piso para disponer la operación y regular el tiro del quemador por abertura o cierre de la mampara. Las mamparas pueden ser conectadas para trabajar automáticamente.

Piloto de gas.- Es una flama pequeña y constante que inicia el quemado del combustible.

Puertas de acceso.- Son puertas que proporcionan la entrada al calentador para inspeccionar los tubos o hacer reparaciones. El acceso a las puertas debe mantenerse limpio.

CALENTADOR A FUEGO DIRECTO	
Temperatura a la salida del horno	368°C
Temperatura a la salida del horno recomendada	354 - 370°C
% Vaporización	38%
% Vaporización recomendado	39.60%
Servicios	
VAPOR DE BAJA GAS COMBUSTIBLE COMBUSTÓLEO	

La acumulación de residuos carbonosos, escorias metálicas y cenizas, producto de la quema de combustibles fósiles, principalmente del combustóleo pesado, causa una disminución de la transferencia de calor entre gases calientes y fluidos de proceso por calentar, así como su eficiencia térmica.

En la refinación del petróleo la importancia que tiene el ahorro de energía es el hecho de que la razón costo combustible a costo total de refinación oscila de 55 a 70 %, y según estadísticas, los porcentajes de distribución de energía en estas industrias son los siguientes: Calentadores de proceso, 65 %; generadores de vapor, 25%; generadores de energía eléctrica, 10 %.

ESPECIFICACIONES USADAS EN HORNOS A FUEGO DIRECTO EN REFINACIÓN					
PROCESO	FLUJO RADIANTE BTU/hr ft ²	MASA VELOCIDAD lb/s ft ²	CAÍDA DE PRESIÓN psi	METALURGIA EN SERPENTIN	TIPO DE CALENTADOR
Atmosférico	10,000	200	150	9 Cr	Tubos verticales
Vacío	8,000	250	75	9 Cr	Tubos verticales

Fuente: Villalobos Hiriart Alejandro. Modulo IV Plantas Combinadas de Destilación de Petróleo Crudo. 2005

La energía térmica representa las dos terceras partes del costo de operación de una refinería, de las cuales el costo del combustible para calentadores y generadores de vapor equivale a 70 %. El ensuciamiento del banco de tubos de transferencia de calor en calentadores a fuego directo y calderas se produce como resultado de la reacción de combustión, los gases generados contienen cenizas, hidrocarburos no quemados, asfáltenos, y elementos metálicos como vanadio, níquel, sodio y azufre, que al pasar por el serpentín son depositados o incrustados, generando serios problemas de corrosión, erosión y de resistencia al paso de la transferencia de calor.

4.4 UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

La columna de destilación atmosférica A-DA-3 consta de 41 platos, en el domo opera a una presión de 0.309 kg/cm² y en el fondo a 1.181 kg/cm².

El crudo se alimenta al plato 36 y una corriente de vapor se alimenta en el último plato. La torre opera con dos *pumparound*; en el primero, la corriente se extrae del plato 7, se envía al tren de precalentamiento de crudo y regresa a una temperatura de 90°C al plato 5. En el segundo *pumparound*, se extrae la corriente del plato 23 y es enviada de igual manera al tren de precalentamiento, después, regresa a una temperatura de 160°C al plato inferior al de la extracción.

La columna cuenta con un condensador total y no tiene rehervidor, ya que la carga ha sido precalentada en el calentador a fuego directo. Esta unidad opera con cuatro agotadores laterales los cuales funcionan con inyección de vapor y contienen cuatro platos cada uno. Los destilados que se obtiene de la columna son los siguientes:

Nafta. Se extrae del primer plato de la columna para ser enviada a un condensador, ya en fase líquida, la nafta se divide y una porción regresa a la torre como reflujo y el resto constituye el producto. Es una mezcla de hidrocarburos, de mas de 7 átomos de carbono, con un rango de temperatura de ebullición de 110 a 160°C y densidad específica de aproximadamente 0.710 kg/L, que se utiliza para la formulación de gasolinas automotrices con bajo contenido de azufre y número de octano entre 92 y 97. Existen diversas propiedades que determinan las características de una gasolina, las propiedades que tienen una mayor importancia en el funcionamiento de los motores son la Presión de Vapor Reid, el rango de destilación y sus características antidetonantes.

La Presión de Vapor Reid y el rango de ebullición de una gasolina, determinan el arranque eficiente del motor, calentamiento, capacidad de aceleración etc. La Presión de Vapor Reid es la presión de vapor de la gasolina a 100°F. La volatilidad de una gasolina debe ser tal, que permita que ésta se vaporice adecuadamente en la cámara de combustión, con el propósito de lograr un mezclado efectivo de aire-combustible, de tal forma que se obtenga el máximo aprovechamiento del combustible en el motor.

Residuo Atmosférico. También llamado residuo primario, como su nombre lo indica, constituye el residuo proveniente del fondo de la columna. Es utilizado para calentar otras corrientes debido a la alta temperatura a la que sale y posteriormente se envía a la columna de destilación al vacío en donde será fraccionado para producir gasóleos que serán enviados a las plantas de conversión catalítica.

Turbosina. La corriente de turbosina se extrae del plato 9 y se alimenta al primer agotador A-DA-4, los vapores regresan al plato 6 de la columna. La turbosina procedente del fondo del agotador, es dividida, una parte se recircula al mismo agotador a una temperatura mayor para poder cumplir con las especificaciones de composición, flujo y temperatura del producto final. Dicha corriente de recirculación es calentada por la corriente de crudo reducido en el intercambiador turbosina/residuo atmosférico.

La turbosina producto se envía como carga de la planta Hidrodesulfuradora de destilados intermedios.

El combustible de avión comercial debe presentar una combustión limpia. Dos de las especificaciones críticas de este combustible se relacionan con la necesidad de obtener una combustión limpia y la limitación en el contenido total de aromáticos. Estas especificaciones son el punto de humo, expresado en mm de altura de la flama a la que se detecta el humeo, y el porcentaje total en volumen de aromáticos y naftenos. La concentración de aromáticos debe de ser de aproximadamente 20% y la concentración de los naftenos alrededor de 3%.

Kerosina. El destilado se extrae del plato 17 de la columna y se envía al segundo agotador A-DA-5, la corriente en fase vapor regresa al plato 15 y del fondo del agotador se obtiene la corriente agotada de kerosina. Al agotador, recircula una fracción de la corriente de kerosina la cual es calentada por la corriente de residuo atmosférico. En general, la kerosina se envía, sin tratarse, a almacenamiento para producir diesel o se utiliza como diluyente en la Unidad de Destilación al Vacío para formar combustóleo con el residuo de vacío.

Diesel. El destilado de este producto se extrae del plato 25 y se alimenta al tercer agotador A-DA-6 en donde la corriente de vapor regresa al plato 21. Este agotador opera como los anteriores, con una recirculación del producto que es calentado por la corriente de crudo reducido. El diesel se envía como carga a la planta Hidrodesulfuradora de destilados intermedios.

Las propiedades mas importantes del diesel para automotores, son la volatilidad, calidad de ignición que se expresa como índice de cetano. Este índice, es la medida porcentual de la calidad de desempeño del diesel, compara su funcionamiento con el comportamiento de una mezcla compuesta por cetanos ($C_{16}H_{34}$) y alfa metil naftaleno, probando la capacidad de arranque en una máquina de combustión de diesel; este requerimiento, tiene relación directa con la capacidad de ignición a diferentes temperaturas del aire de mezcla y la relación de compresión en un motor de combustión interna a diesel.

Gasóleo. El destilado se extrae del plato 33 y se envía al cuarto y último agotador A-DA-7. La corriente en fase vapor generada regresa al plato 31. En este agotador no hay recirculación del producto. Este producto se envía a tanques para producir diesel o se mezcla con los gasóleos de vacío para enviarse a la planta Catalítica.

Todos los agotadores operan con una corriente de vapor de baja alimentada en el fondo de los mismos. Todos los productos que se obtienen son enviados al tren de precalentamiento de crudo y posteriormente enfriados hasta alcanzar una temperatura adecuada para su almacenamiento.

En la Figura 4.2 se presenta el diagrama de proceso correspondiente a esta etapa de la refinación de crudo.

DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA					
Condiciones de Diseño			Condiciones Óptimas		
Domo	Presión	0.309 kg/cm ²	Domo	Presión	0.44 kg/cm ²
	Temperatura	151 °C		Temperatura	130°C
Fondo	Presión	1.181 kg/cm ²	Fondo	Presión	0.9 kg/cm ²
	Temperatura	361 °C		Temperatura	349°C recomendado

Vapor de Agotamiento			
Condiciones de Diseño		Condiciones Recomendadas	
Presión	2.81 kg/cm ²	Presión	3.6 kg/cm ²
Temperatura	343 °C	Temperatura	343 °C

La disminución de la presión, favorece el incremento de la vaporización en la zona de flash, disminuyendo por lo tanto la temperatura a la salida del horno. De igual forma la disminución de presión aumenta la volatilidad relativa de las fracciones del petróleo mejorando la separación entre ellas.

La desventaja de disminuir la presión, es que de igual manera disminuye la presión de salida de gases y provoca la inundación de los platos de la columna.

4.5 UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO

Después de que el residuo atmosférico es utilizado para calentar las corrientes que recirculan a los agotadores, es enviado a los intercambiadores crudo despuntado/residuo atmosférico. A la salida de ellos el crudo reducido se mezcla con otra corriente de residuo proveniente de almacenamiento.

La nueva corriente se bombea a un sistema de precalentamiento que consta de cuatro intercambiadores de calor. A la salida de este tren, la corriente de residuo atmosférico alcanza una temperatura de 295°C. Los intercambiadores utilizan las corrientes de productos que se extraen de la columna de vacío. Inmediatamente la corriente de residuo se envía a un calentador a fuego directo, en donde elevará su temperatura hasta alcanzar los 396°C, y mediante una válvula, la presión se reducirá hasta alcanzar los 0.381 kg/cm² absolutos. La columna de destilación al vacío opera en el domo a una presión de 0.02 kg/cm² y en el fondo a 0.04 kg/cm². Consta de 16 platos, en el plato 14 se alimenta la carga de crudo reducido y en el plato 16 se inyecta una

corriente de vapor de baja presión sobrecalentado, el cual reduce la presión parcial de los hidrocarburos.

Del domo de la torre, obtenemos una corriente de vapor la cual es utilizada para generar las condiciones de vacío mediante el uso de un sistema de eyectores. Los productos que se obtienen de esta sección son:

Gasóleo Ligero de Vacío (GOLV). El destilado se extrae del plato 4, de esta corriente una fracción recircula al primer plato de la columna a una temperatura menor (pumparound), el resto de la corriente constituye el producto final.

Gasóleo Pesado de Vacío (GOPV). El destilado es extraído del plato 10 y es bombeado al sistema de intercambiadores. Una vez que intercambió calor con el residuo y tiene una menor temperatura, una fracción de esta corriente recircula a la columna y el resto se envía a almacenamiento.

Residuo de Vacío. Proviene del fondo de la columna, es utilizado para calentar la corriente de residuo atmosférico, posteriormente se envía a tanques de almacenamiento.

Calentador a Fuego Directo (Vacío)	
Temperatura de salida (operación)	396°C
Temperatura de salida recomendada	no mayor a 404°C
% Vaporización	48%
% Vaporización recomendado	51.85%

Se recomienda que la temperatura del residuo atmosférico a la salida de este horno, no sea mayor de 404° C, con objeto de evitar coquización en los serpentines, además de asegurar que se obtiene la cantidad de vaporización deseada.

DESTILACIÓN AL VACÍO					
Condiciones de Diseño			Condiciones Óptimas		
Domo	Presión	15 mmHg	Domo	Presión	15 mmHg
	Temperatura	70 °C		Temperatura	93 °C
Fondo	Presión	29 mmHg	Fondo	Presión	30 mmHg
	Temperatura	360 °C		Temperatura	337 °C

La selección de una columna empacada o de platos se basa principalmente en los aspectos económicos, en los que se consideran los factores de eficiencia de contacto, capacidad de carga y caída de presión.

El reacondicionamiento de una columna de platos es deseable, para incrementar o disminuir la caída de presión. En este caso se recomienda utilizar un empaque ordenado.

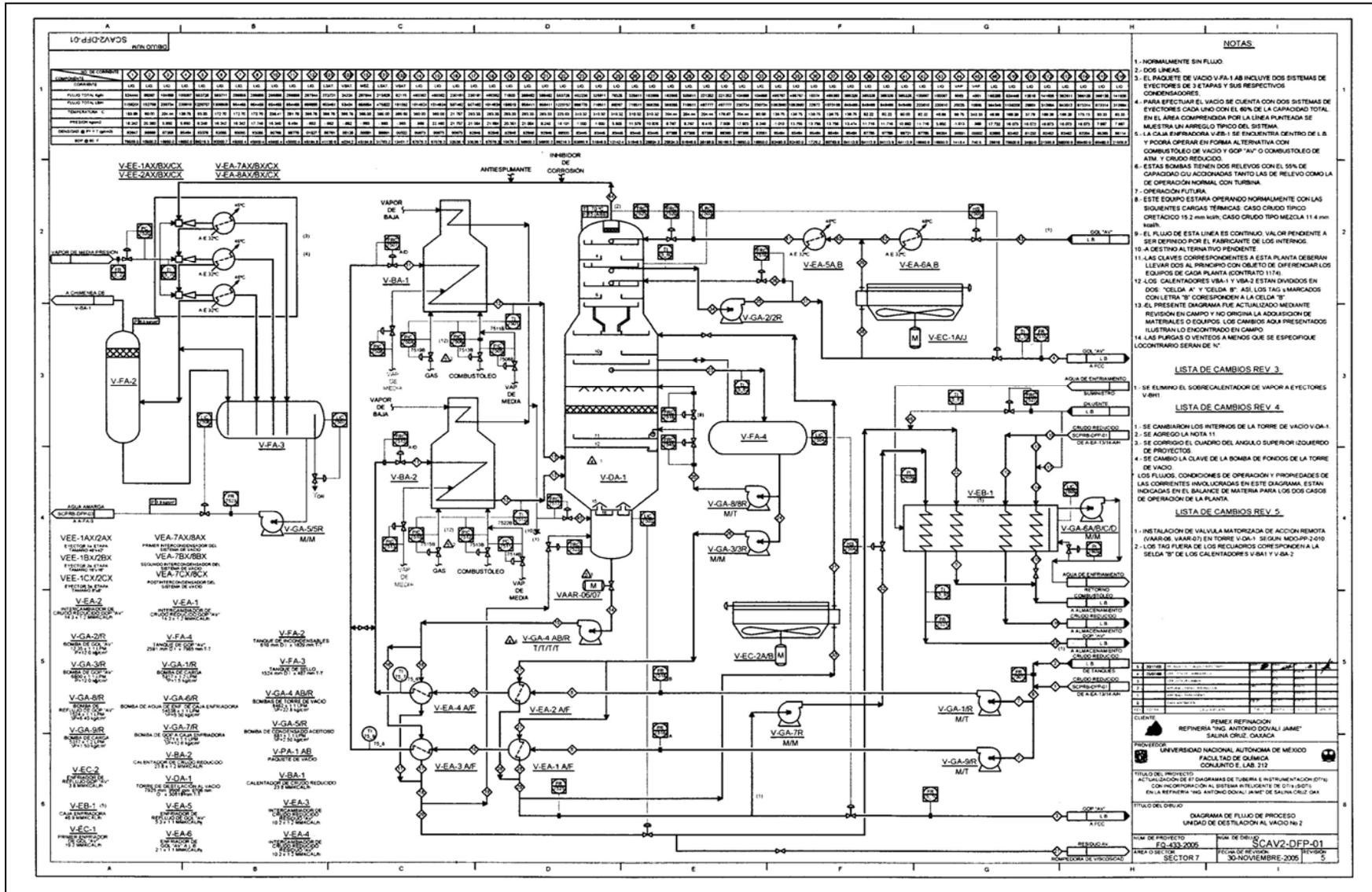
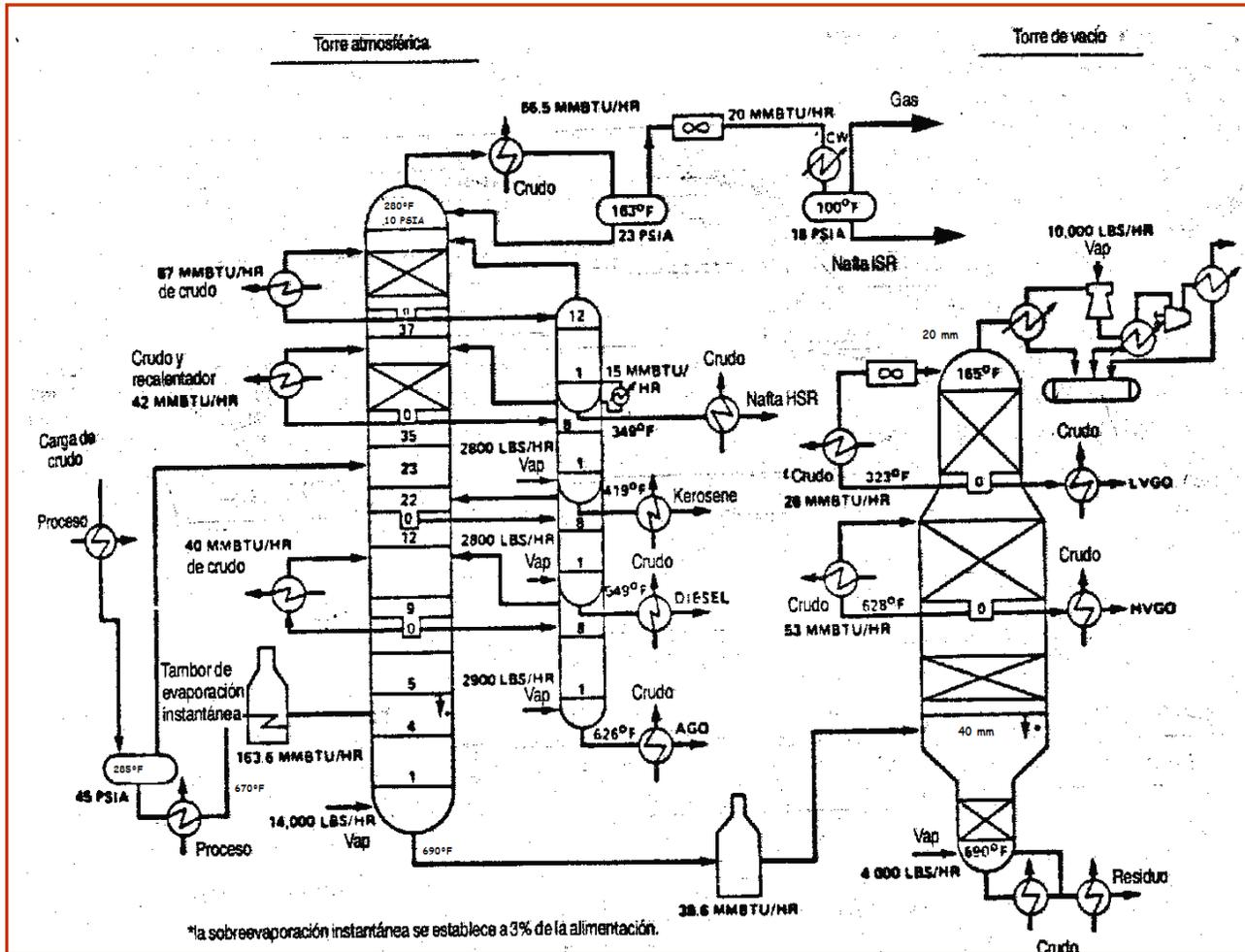


Figura 4.3 Diagrama de Flujo de Proceso Sección de Destilación de Vacío

CONDICIONES DE OPERACIÓN TÍPICAS EN TORRE ATMOSFÉRICA Y DE VACÍO



DESALADO		
Temperatura	140°C	
HORNO PRIMARIO		
Calor suministrado	193.6 MM BTU/hr	
TORRE ATMOSFÉRICA		
Vapor de Agotamiento	14,000 lb/hr	
Temperatura	Domo	138°C
	Fondo	365 °C
Presión del Domo	0.7 kg/cm2	
Temperatura Salida	Nafta	176°C
	Kerosina	215°C
	Diesel	287°C
	AGO	330°C
HORNO DE VACÍO		
Calor suministrado	68.6 MM BTU/hr	
TORRE DE VACÍO		
Vapor de Agotamiento	4000 lb/hr	
Temperatura	Domo	74°C
	Fondo	365°C
Presión	Domo	20 mmHg
	Fondo	40 mmHg
Temperatura de Salida	LVGO	140°C
	HVGO	310°C

Fuente: Kleinschrodt y Hammer. Exchanger Networks for Crude Oil. 1983.

4.6 SERVICIOS AUXILIARES

A continuación se enlistan los servicios auxiliares y sus condiciones requeridas en los procesos de destilación del crudo en una refinería.

1. Vapor

<i>nivel</i>	<i>presión</i>	<i>calidad</i>
Media presión	17kg/cm ²	Sobrecalentado
Baja presión	3.5 kg/cm ²	Saturado

2. Agua de Enfriamiento

La fuente de suministro de reposición de agua será por acueducto.

	<i>presión</i>	<i>temperatura</i>
Entrada	5.0 kg/cm ²	32°C máxima
Salida	2.5 kg/cm ²	46 °C

3. Agua de Proceso

La fuente de suministro del agua de proceso es agua tratada del sistema de tratamiento de aguas amargas localizado dentro de límites de batería.

Se cuenta además con una línea de reposición de agua, que será cruda y filtrada.

<i>Presión</i>	3.5 kg/cm ²
<i>Temperatura</i>	32 °C

4. Aire de Instrumentos

El aire de instrumentos será suministrado en límites de batería con las siguientes condiciones:

<i>Presión</i>	5 kg/cm ²
<i>Temperatura</i>	38 °C

5. Combustible

➤ GAS

El gas combustible es proporcionado por la red de la Refinería y tiene las siguientes características:

<i>Naturaleza</i>	Gas generado en la Refinería
<i>Poder calorífico bajo</i>	8300 kcal/m ³
<i>Presión en L.B.</i>	2.8 kg/cm ²
<i>Temperatura en L.B.</i>	38°C

➤ COMBUSTÓLEO

El combustóleo también es proporcionado por la red general de la Refinería y tiene las siguientes características:

<i>Naturaleza</i>	Líquido
<i>Poder calorífico bajo</i>	10110 kcal/kg <i>máximo</i> 9600 kcal/kg <i>normal</i> 9360 kcal/kg <i>mínimo</i>
<i>Presión en L.B.</i>	3.5 kg/cm ²
<i>Temperatura en L.B.</i>	85 °C

6. AGENTES QUÍMICOS

- ✓ Inhibidor Fílmico
- ✓ Inhibidor Neutralizante
- ✓ Inhibidor de Corrosión
- ✓ Antiespumante

➤ SOSA

Se recibe en Límites de Batería bajo las siguientes condiciones:

<i>Composición</i>	Solución de NaOH al 19%
<i>Presión</i>	30 psig
<i>Temperatura</i>	20°C
<i>Densidad</i>	1.22 g/cm ³

➤ AMONIACO

Se recibe bajo las siguientes condiciones:

<i>Estado físico</i>	Gas
<i>Presión</i>	7.0 kg/cm ²
<i>Temperatura</i>	24°C

➤ DESEMULSIFICANTE

<i>Tipo</i>	Tecnología IMP
<i>Estado físico</i>	Líquido

7. ALIMENTACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA

Se suministra la energía eléctrica necesaria a través de 2 alimentadores y con las siguientes especificaciones:

<i>Tensión</i>	13800 Volts
<i>Factor de potencia mínima</i>	0.8
<i>Número de conductores</i>	2 por fase
<i>Material de conductores</i>	Cobre electrolítico

➤ **Energía eléctrica de emergencia**

Se cuenta con un sistema de corriente de emergencia para alumbrado y para equipo crítico que dé facilidades de efectuar un paro ordenado.

CAPÍTULO 5

Simulación del Proceso de Destilación en la Planta Primaria II

La simulación de la Planta Primaria II se realizó utilizando el simulador Hysys de la compañía AspenTech. Hysys es un simulador de procesos que permite acceder a una amplia gama de tecnologías dentro de un solo ambiente de modelado. Dentro del ambiente integrado permite realizar simulaciones en régimen estacionario y dinámico.

Hysys integra operaciones unitarias, expresiones de reacciones cinéticas y paquetes de propiedades especializados, hace predicciones precisas de equilibrio de fases y propiedades termo-físicas. Utiliza información que se le provee para generar más información automáticamente. En resumen Hysys es un simulador de procesos diseñado para todos los procesos de la industria química.

Las operaciones unitarias utilizadas en la simulación fueron las siguientes:

- Mezclado
- Divisores
- Bombas
- Compresores
- Intercambiadores de Calor
- Absorbedores
- Enfriadores/Calentadores
- Separadores

5.1 CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO

Antes de iniciar la caracterización del crudo a procesar es recomendable crear un sistema de unidades específico para la simulación del proceso. En este caso las unidades utilizadas a lo largo de la simulación son las siguientes:

- * Densidad estándar API₆₀
- * Presión kg/cm²
- * Temperatura °C
- * Flujo másico kg/hr
- * Flujo volumétrico BPD (barriles por día)

Este sistema de unidades se crea ingresando al menú *Tools*, en la pestaña *variables* se buscan las propiedades a las cuales deseamos establecerles las unidades y nombramos el paquete de unidades creado para utilizarlo en toda la simulación. Una vez definido el sistema de unidades, continuamos con la selección de los compuestos del crudo, los cuales en este caso son: *Metano, Etano, Propano, n-Butano, i-Butano, n-Pentano, i-Pentano, H₂O, H₂S*.

Estos se ingresan seleccionándolos de la lista de compuestos que Hysys proporciona como se muestra en la Figura 5.1

El siguiente paso es escoger el paquete de propiedades, los disponibles en Hysys permiten predecir las propiedades de mezclas de hidrocarburos sencillos hasta mezclas complejas de crudo y otros sistemas químicos. Para lo anterior, el simulador cuenta con ecuaciones de estado para el estudio riguroso de sistemas de hidrocarburos. Para propósitos de refinación y petroquímicos el paquete recomendado es el de la ecuación Peng–Robinson, por lo cual la simulación se realizó con este paquete de propiedades. La ecuación Peng-Robinson es aplicable a una gran variedad de sistemas en un amplio intervalo de condiciones de operación.

Una selección adecuada del modelo termodinámico, permite incrementar la precisión de la simulación de un proceso determinado. Las ecuaciones de estado juegan un papel importante en el diseño de los procesos químicos. La selección del paquete de propiedades se ilustra en la Figura 5.2

Aunque se dice que la ecuación de estado Redlich-Kwong proporciona las propiedades volumétricas y térmicas de los componentes puros y de mezclas con una buena precisión, con frecuencia los datos de equilibrio líquido-vapor que esta ecuación predice resultan ser poco precisos¹. Para mejorar esta ecuación en la predicción de datos de equilibrio vapor-líquido, Soave propuso la siguiente forma modificada de la ecuación de Redlich-Kwong:

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a\alpha}{v(v + b)}$$

En donde a y b son unas constantes y α es una función de la temperatura reducida y de un parámetro denominado factor acéntrico. Este factor fue introducido por Pitzer y se ha usado en diversas ecuaciones de estado.

Esta ecuación se puede extender satisfactoriamente a cálculos de equilibrio vapor-líquido para mezclas multicomponentes de compuestos no polares, exceptuando al dióxido de carbono. Para mezclas que contienen hidrógeno se obtienen resultados menos precisos.

Peng y Robinson señalaron que la ecuación de estado de Redlich-Kwong y la modificación a ella propuesta por Soave, tienen el defecto común de no predecir las densidades de los líquidos de manera precisa, aunque las densidades para el vapor calculadas por dichas ecuaciones resultan satisfactorias. A fin de llevar a cabo esta mejora, Peng y Robinson propusieron la siguiente forma modificada de la ecuación de estado R-K:

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{\alpha a}{v(v + b) + b(v - b)}$$

¹G. Soave. Equilibrium Constants from a Modified Redlich-Kwong Equation of State. Chem.Eng. Sci. 1971

El comportamiento de esta ecuación es tan bueno o incluso mejor que la ecuación de Soave para todos los casos que se han probado, a parte de que ha demostrado su mayor ventaja en la predicción de las densidades de la fase líquida².

Tomando en consideración que para propósitos de modelado de la destilación de crudo es importante seleccionar una ecuación que prediga lo mas cercanamente las propiedades del crudo a procesar a diferentes condiciones y como ya se ha mencionado anteriormente, una de las propiedades mas importantes que definen a un crudo es su densidad, se eligió el paquete de propiedades Peng-Robinson.

Además la ecuación de estado Peng-Robinson se recomienda aplicarse en los siguientes casos:

- Cálculos de equilibrio líquido- vapor y densidades de líquidos, para sistemas de hidrocarburos incluyendo gas natural.
- Predice satisfactoriamente distribuciones de componentes para sistemas de aceites pesados, sistemas de glicoles con metanol y mezclas de agua amarga y gas ácido.
- Representa adecuadamente condiciones de vacío, componentes pesados y sistemas a presión elevada.

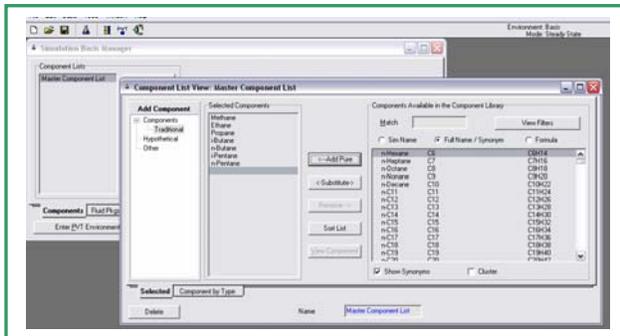


Figura 5.1 Selección de Componentes



Figura 5.2 Selección del paquete de propiedades

El método de caracterización del crudo en Hysys, consiste en convertir los ensayos de laboratorio a una serie de componentes hipotéticos o cortes.

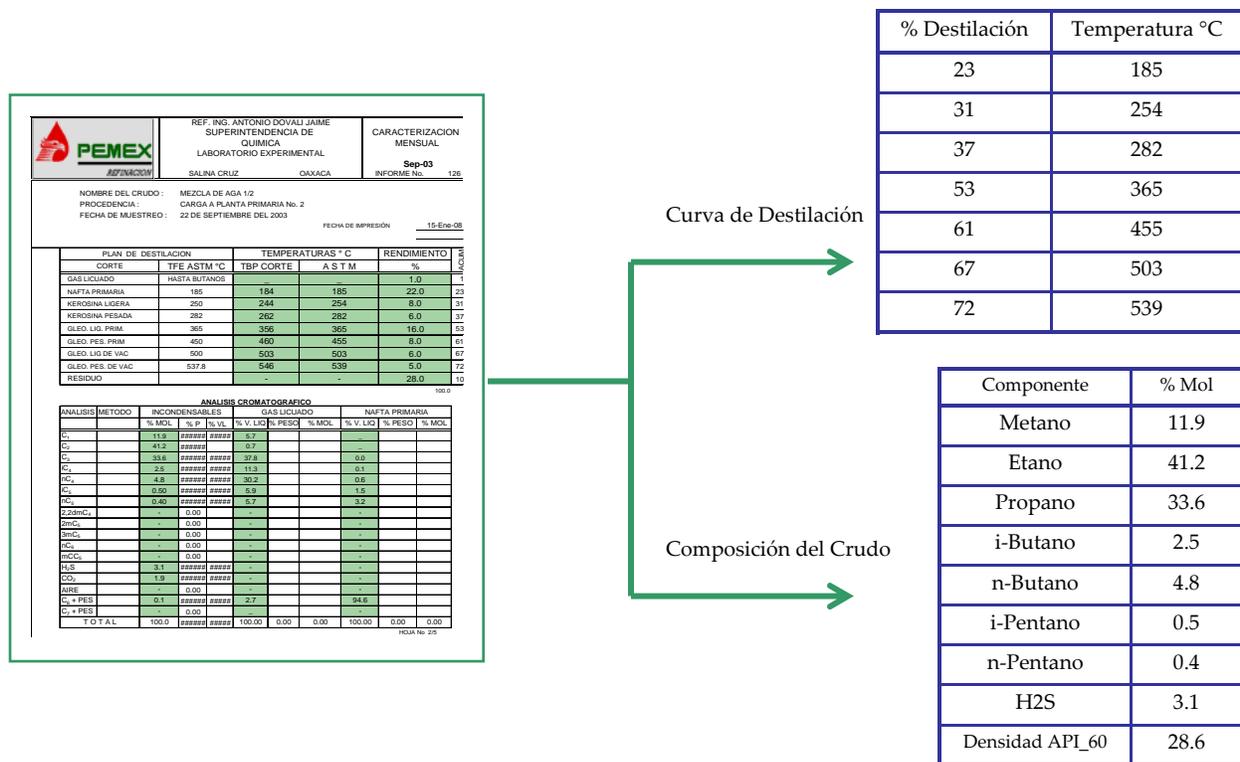
²D.Y. Peng y D. B. Robinson. A New Two Constant Equation of State. Ind. Eng. Chem. Fundam. 1976

Para poder ingresar los datos del ensayo proporcionados por la Refinería es necesario instalar la corriente, es decir darle nombre. Así, en la opción *install oil* aparecerá la corriente sin nombre por lo que en este caso, se le denominó “Crudo”.

Los datos proporcionados por PEMEX Refinación para la caracterización del crudo se resumen en el Esquema 1. Para poder llevar a cabo la predicción de las propiedades del crudo, Hysys necesita al menos cinco datos de la curva de destilación y la fracción de los componentes ligeros.

También se pueden ingresar curvas de gravedad, curvas de viscosidad y gravedad del crudo; de esta manera Hysys cuenta con más información para representar mucho mejor el comportamiento del crudo a procesar.

Los datos del ensayo se ingresan en la pestaña *assay* de la ventana *oil characterization*; Hysys despliega una segunda ventana que presenta los datos requeridos para la caracterización del crudo; ambas ventanas se ilustran en las Figuras 5.3 y 5.4 respectivamente.



Esquema 1. Datos para la caracterización del Crudo

Para esta simulación, los datos ingresados fueron los siguientes:

- ➔ En la opción *Bulk Properties* (propiedades de la carga) el valor que se ingresó fue la gravedad específica del crudo.
- ➔ En el tipo de análisis, se seleccionó el ensayo ASTM D86.
- ➔ Para la opción “*light ends*” (ligeros), elegimos la opción “*input composition*” para ingresar las fracciones de los componentes que ya habíamos seleccionado anteriormente.
- ➔ Los valores de la curva de destilación ASTM D86 se ingresan en la opción *Distillation*.
- ➔ En las opciones *curva de peso molecular*, *de densidad* y *de viscosidad* seleccionamos la opción *no usar* ya que no contamos con estos datos.

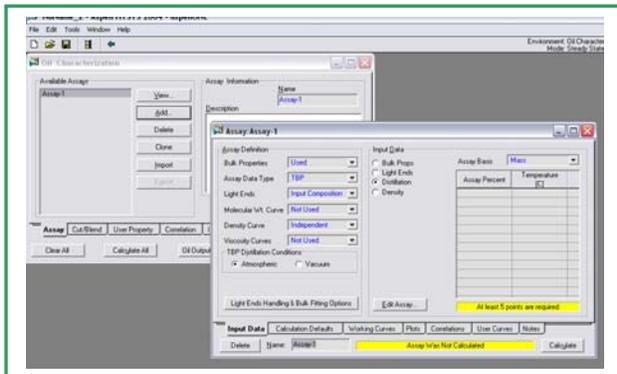


Figura 5.3 Ventana desplegada del Ensayo de Crudo

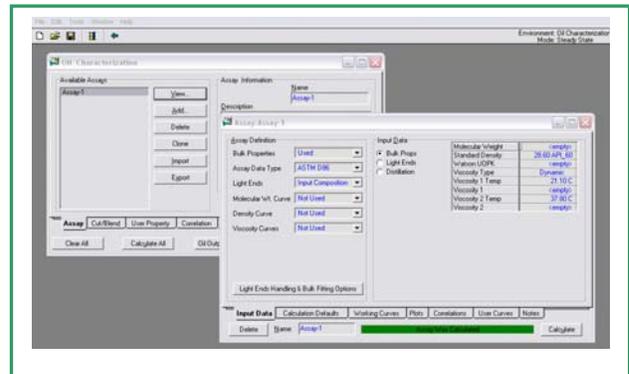


Figura 5.4 Ensayo del Crudo finalizado

Si todos los datos del ensayo se ingresan correctamente, Hysys muestra una barra verde, señal de que los valores ingresados son coherentes y se puede continuar con la caracterización del crudo.

Ahora, tenemos que definir el número de cortes o *pseudo-componentes* que tendrá el crudo. Hysys cuenta con diferentes opciones para determinar el número de cortes:

- * La primera opción es *user ranges* en donde debemos determinar el número de cortes deseados para cierto rango de temperatura, e ingresar la temperatura a la cual comienza el primer corte.
 - * La segunda opción es *user points* en donde solo ingresamos el número de cortes que queremos para todo el crudo, sin necesidad de dar rangos de temperatura.
 - * La última opción es *autocut* en la cual, con base en los datos ingresados en el ensayo, Hysys calcula automáticamente el número de cortes adecuados para el crudo.
- Ésta última opción es la elegida para seguir adelante con la simulación como se muestra en la siguiente imagen.

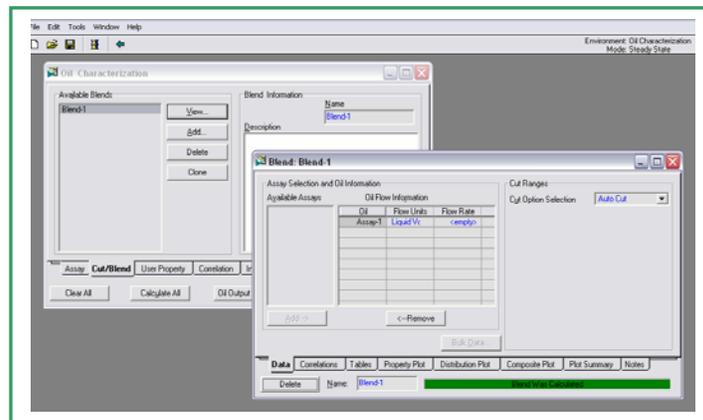


Figura 5.5 Número de Cortes

5.2 PRECALENTAMIENTO

Hasta este punto, podemos decir que hemos terminado la caracterización de crudo y podemos continuar con la simulación, así que elegimos la opción *enter simulation enviroment* para visualizar la pantalla verde en la cual iremos modelando el proceso de destilación que se lleva a cabo en la Planta Primaria II.

Por lo tanto, de la barra de herramientas elegimos una corriente material (flecha azul) la cual representará la alimentación de crudo.

Hysys presenta una corriente material no definida con una flecha azul claro, es decir, aquella corriente que no tiene definida la composición, el flujo, la presión o la temperatura; si dicha corriente no está totalmente definida Hysys no permitirá que equipos relacionados con esta corriente converjan.

Una vez que se ingresen los datos mencionados, la corriente estará totalmente definida y Hysys la presentará con una flecha azul oscuro, como se muestra en la Figura 5.7.

Los datos proporcionados a la corriente de crudo son:

- Temperatura. 20°C
- Presión. 0.703 kg/cm²
- Flujo. 974 832 kg/hr ó 165000 BPD

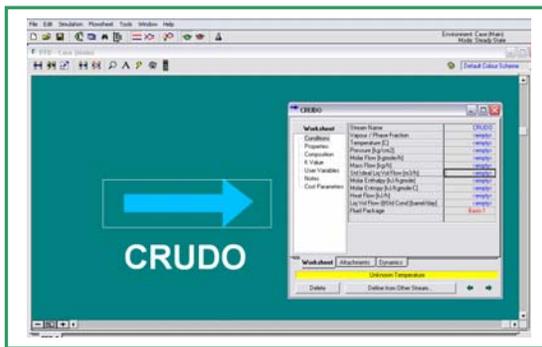


Figura 5.6 Corriente no definida



Figura 5.7 Corriente definida

Lo siguiente es ir agregando equipo por equipo tal y como se encuentran en los Diagramas de Tubería e Instrumentación DTI's para construir la simulación.

Así que a continuación comenzamos a modelar el tren de precalentamiento del crudo, tomando de la barra de herramientas un intercambiador de calor como se muestra en la siguiente imagen.

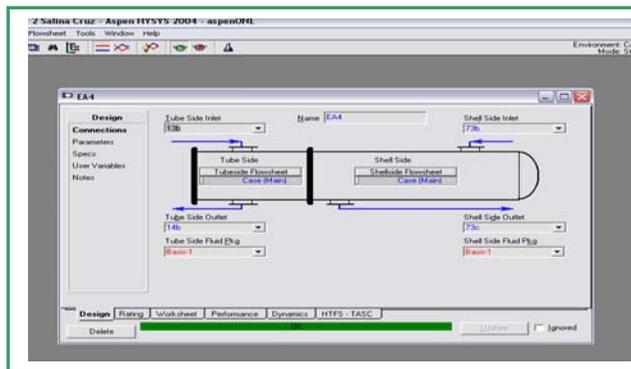


Figura 5.8 Intercambiador de calor

Al intercambiador, se le deben proporcionar las corrientes de entrada y salida, tanto por el lado de los tubos como del lado de la coraza, así como la caída de presión. Todas estas corrientes deben de estar definidas completamente para que Hysys pueda desplegar la barra verde, indicación de que podemos seguir adelante.

Es conveniente aclarar que en un principio no podemos tener todas las corrientes que calentarán al crudo definidas, ya que éstas corriente constituyen un producto de la torre de destilación atmosférica, la cual no ha sido instalada en la simulación, así que el intercambiador estará *corrido* hasta que obtengamos tal producto de la unidad de destilación y lo recirculemos al tren de precalentamiento.

5.3 DESALADO

Como ya se había descrito en el Capítulo 4, la alimentación de crudo se divide en dos corrientes idénticas; cada una pasará por seis intercambiadores de calor y a la salida del último intercambiador tendrán la misma temperatura. Terminada esta sección del proceso, las corrientes de crudo se envían a los desaladores.

Para simular el proceso de desalado, lo primero que se tiene que hacer, es generar una corriente de agua para desalado, es decir, tomamos una corriente material, y editamos la composición para que la fracción de agua sea uno. En el mezclador alimentamos el crudo precalentado y el agua para desalado; la corriente generada será la que se envía al primer desalador.

Representamos un desalador con un separador de tres fases, Hysys requiere que se ingrese una corriente totalmente definida, ya que de acuerdo a las condiciones a las que se alimente, será la separación del crudo desalado, agua salada y vapor. En este equipo no necesitamos dar alguna especificación, basta alimentar una corriente totalmente definida. En la Figura 5.9 se muestra el esquema de un desalador.

Las condiciones a las que ingresa el crudo precalentado al sistema de desalado son las siguientes:

Temperatura. 138.8°C
Presión. 19.124 kg/cm²

De acuerdo a la descripción del sistema de desalado de crudo que se hizo previamente, el crudo efluente del primer desalador pasa a un segundo equipo similar, con el fin de evitar daños por corrosión principalmente en los equipos de calentamiento y destilación.

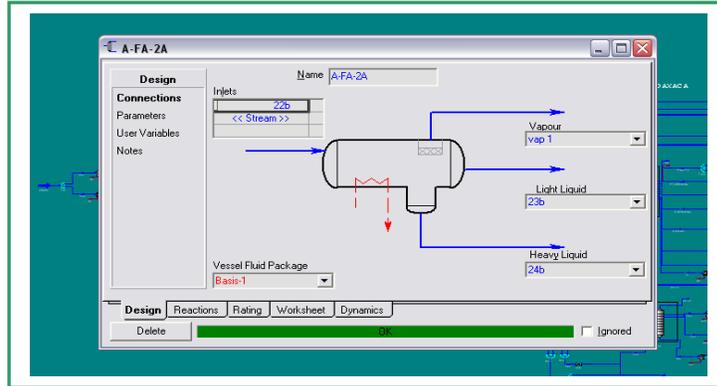


Figura 5.9 Separador de tres fases como Desalador

Una vez que al crudo se le han eliminado las sales, pasa por otros intercambiadores con la finalidad de seguir elevando su temperatura para alimentarse a las torres despuntadoras. En la Figura 5.10 se muestra la simulación del tren de precalentamiento y desalado del crudo.

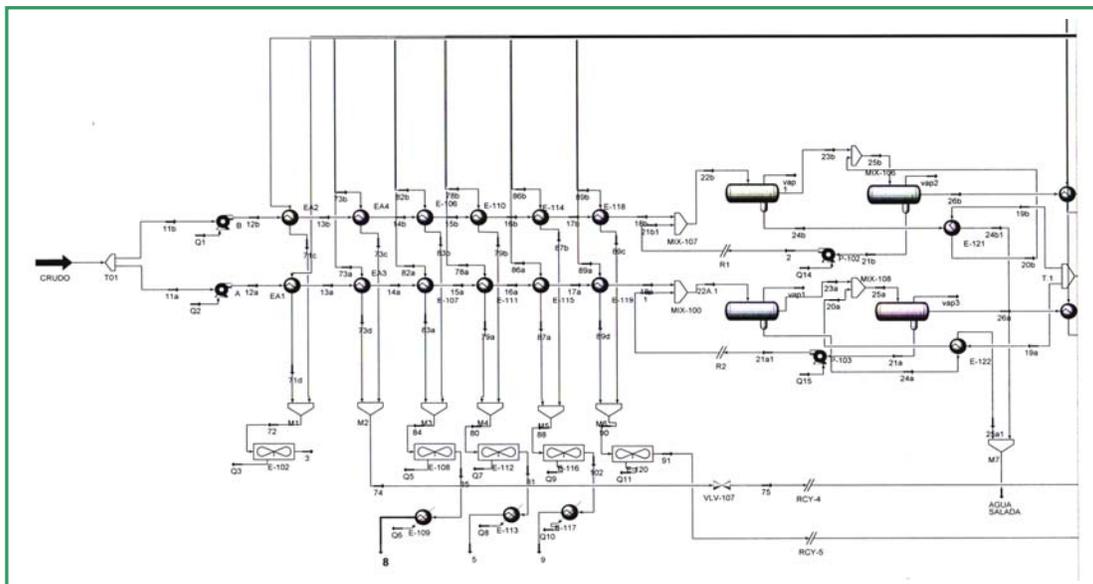


Figura 5.10 Precalentamiento y Desalado

5.4 DESPUNTE

En seguida, seleccionamos de la barra de herramientas de Hysys, un Absorbedor (*absorber*) para modelar las columnas despuntadoras, el simulador requiere de una corriente definida como alimentación, la presión a la que opera en el domo y el fondo.

La Figura 5.11 muestra la ventana que despliega Hysys para una absorbedor.

Este equipo requiere de una alimentación en el domo, aparte de la corriente de crudo desalado que se alimenta en el fondo. Como se mencionó en la descripción de la planta, la corriente alimentada en el domo de la columna es Nafta proveniente de la Torre de Destilación Atmosférica; ésta última aún no ha sido instalada en la simulación por lo que se debe recurrir a una corriente de nafta “supuesta” con el fin de que la columna despuntadora (*absorber*) converja y podamos continuar satisfactoriamente la simulación.

Una vez que ya se tenga la corriente “verdadera” de Nafta, se recircula a la columna despuntadora para que el simulador pueda predecir las propiedades del crudo y sus destilados correctamente.

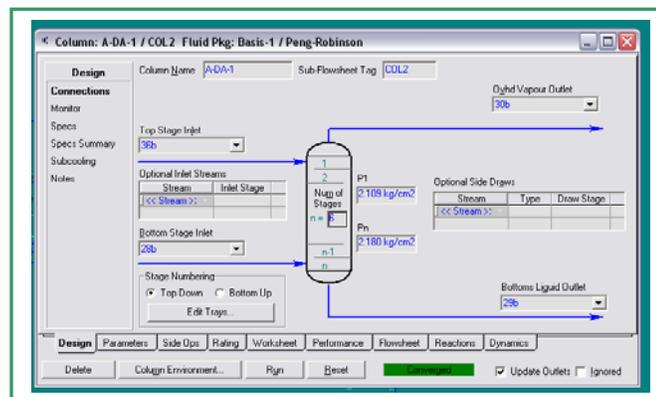


Figura 5.11 Absorbedor

La corriente en fase vapor que proviene del domo de la columna y que contiene a los componentes ligeros, se enfría y es enviada a una separador de tres fases para la eliminación de agua amarga, enseguida se envía a un tanque de almacenamiento y posteriormente a un compresor en donde el producto pasará finalmente por un separador, lo anterior constituye el tratamiento que se le da a la corriente de ligeros para obtener gasolina. En la siguiente imagen se muestra este procedimiento.

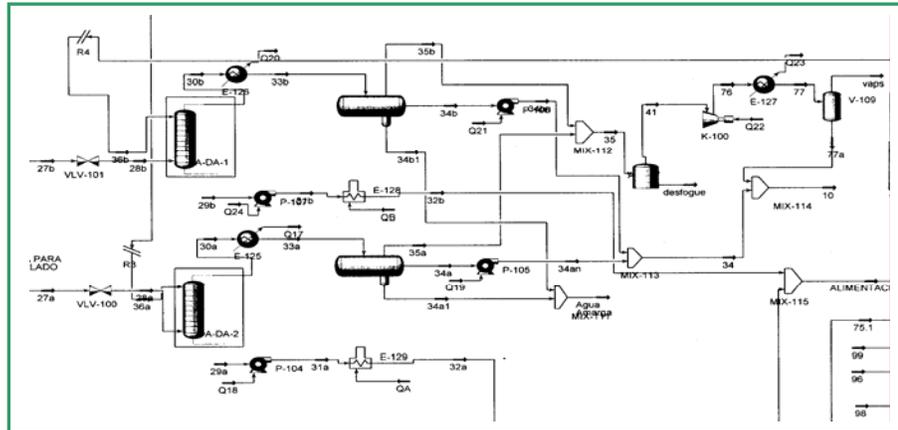


Figura 5.12 Despuntado de Crudo

El crudo despuntado que se obtiene del fondo de la columna es bombeado a los calentadores a fuego directo en donde elevará su temperatura hasta alcanzar los 368°C y posteriormente ambas corrientes se mezclan para entrar a la columna de destilación atmosférica.

5.5 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

Para la simulación de la torre de destilación atmosférica, seleccionamos de la barra de herramientas de Hysys un Absorbador de Reflujo (*refluxed absorber*). La información que requiere este equipo es la siguiente:

- Una corriente de vapor; en este caso el vapor tiene una presión de 2.812 kg/cm² y una temperatura de 343.3°C. La corriente será alimentada en el fondo de la columna.
- Número de platos
- Carga de Crudo y el plato al que se alimenta.
- Tipo de condensador
- Nombre de las corrientes que se obtienen del condensador y del fondo.

Una vez ingresada la información anterior, Hysys despliega la otra ventana para seguir con la simulación de la columna, en esta última se requieren las presiones del

domo y el fondo a las que opera la columna. Ambas ventanas se muestran a continuación.

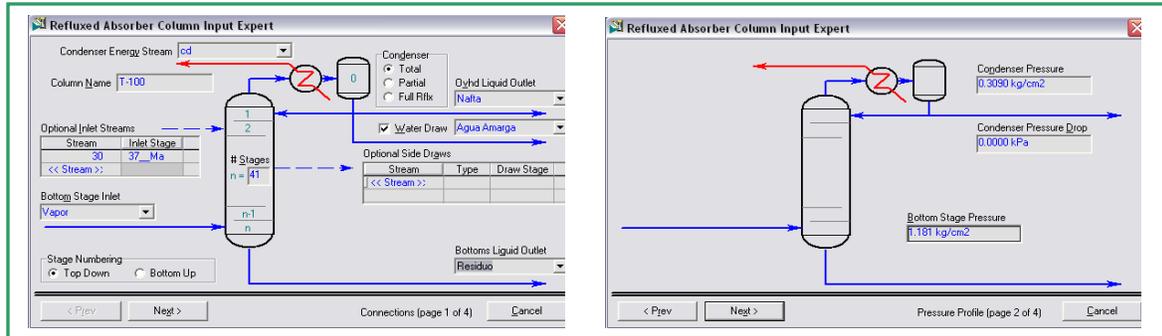


Figura 5.13 Información requerida para un absorbedor de reflujo

En la última ventana que muestra Hysys, para finalizar con la primera parte de la simulación de la columna, requiere que ingresemos el flujo deseado de destilado del condensador y la relación de reflujo.

Una vez que metemos estos datos, oprimimos la opción *done* y en seguida la opción *run* para que Hysys comience a iterar hasta encontrar la solución. Si los datos proporcionados son coherentes, Hysys converge rápidamente a la solución del sistema.

Es importante aclarar que antes de correr la columna verifiquemos que los grados de libertad para la solución del problema sea cero, es decir que todo esté completamente definido. En la Figura 5.14 se muestran las ventanas principales de la torre convergida.

Hasta este momento hemos obtenido de la torre el destilado de Nafta y el Residuo Atmosférico. La corriente de Nafta se tiene que dividir para enviarse a la columna despuntadora como ya se explicó previamente.

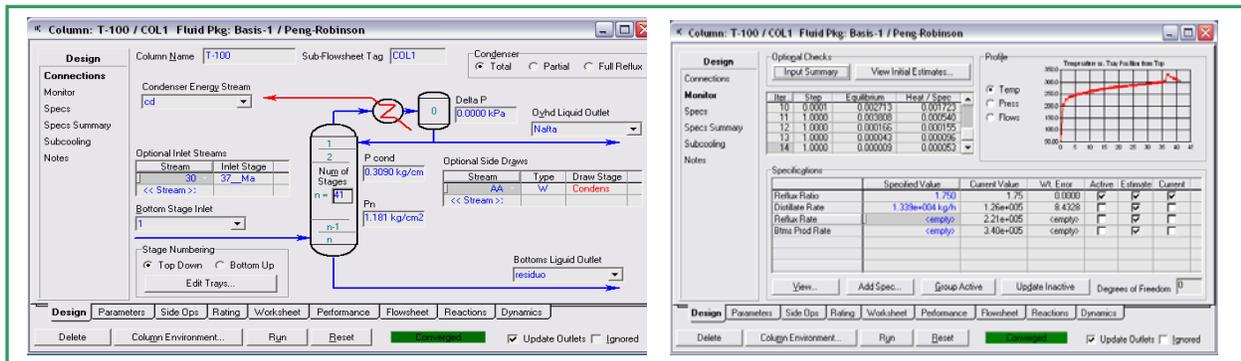


Figura 5.14 Primera etapa de la columna de destilación convergida

Ahora debemos instalar las bombas de calor (*pumparound*), así que en *opcional side draws* ingresamos el nombre de las corrientes e indicamos que están en fase líquida, así como el plato del que serán extraídas.

En la pestaña *monitor* establecemos el flujo de ambas corrientes, la ventana correspondiente a este paso se muestra en la Figura 5.15.

Estas corrientes se envían al tren de precalentamiento en los intercambiadores correspondientes, a la salida, ya con una temperatura menor, se reenvían a la torre atmosférica.

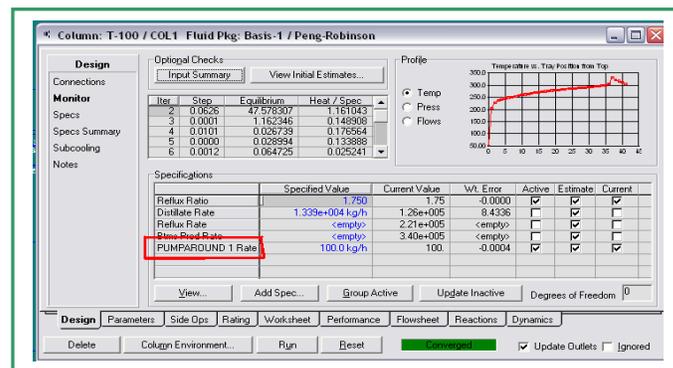


Figura 5.15 Flujo de la corriente de *Pumparound*

Enseguida creamos cuatro corrientes de vapor que serán utilizadas para los cuatro agotadores de los destilados de Turbosina, Kerosina, Diesel y Gasóleo respectivamente.

En la pestaña *side ops* elegimos del menú que se presenta la opción *side strippers* e instalamos el primer agotador, en la configuración del equipo seleccionamos que sea de corriente de vapor. Con base en el DTI proporcionado ingresamos el número de plato del cual es extraída la corriente de destilado y el plato al que regresa. También debemos de especificar el número de platos que contiene el agotador; lo anterior se muestra en la Figura 5.16

Una vez que se haya instalado el agotador, la columna ya no convergerá, es necesario trasladarse al menú *monitor* para especificar el flujo de destilado que se desea obtener, al ingresar el valor se vuelve a *correr* la columna para que converja nuevamente.

En esta simulación, en lugar de dar un valor de flujo de destilado, especificamos la temperatura de corte del destilado, tal como se muestra en la Figura 5.17

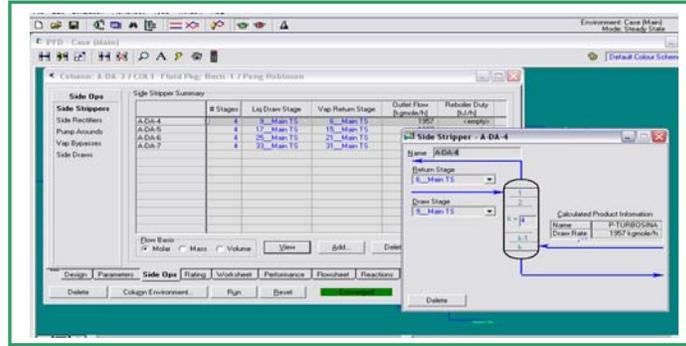


Figura 5.16. Agotador Lateral

Para los demás agotadores correspondientes a los productos destilados de Kerosina, Diesel y Gasóleo se continúa con el mismo procedimiento que el anterior.

Los productos que se obtienen requieren cumplir con cierta especificación de temperatura, flujo y composición; generalmente las corrientes agotadas de los productos salen a una temperatura menor que la requerida, por lo que es necesario dividir la corriente de producto, donde una parte se calienta y se recircula al agotador.

Para llevar a cabo esto, se requiere instalar un intercambiador de calor en donde circula por el lado de los tubos la corriente de residuo atmosférico y del lado de la coraza la corriente de diesel; ya caliente, ésta recircula al agotador, es decir, en la pestaña *design* elegimos la opción *connections* y agregamos la corriente que recircula al agotador, ya que Hysys representa a la columna y a los agotadores como un solo equipo.

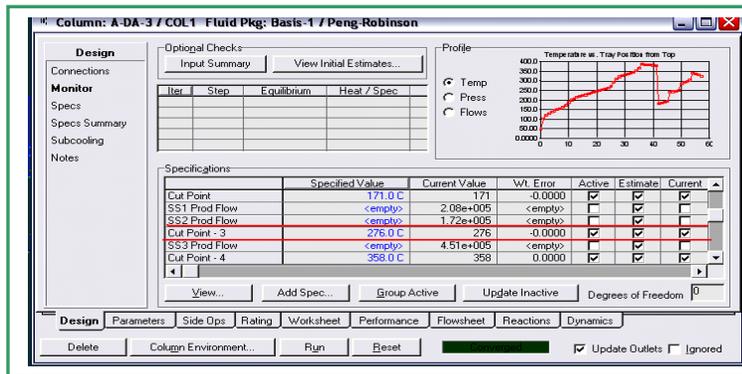


Figura 5.17 Temperatura de Corte

Hasta este punto la columna sigue resuelta y la temperatura del diesel se acerca más a la deseada.

Este mismo procedimiento se sigue para los destilados de Kerosina y Turbosina, de igual manera, con la finalidad de que la temperatura de salida se aproxime lo más posible a la deseada. En la Figura 5.18 se muestra este procedimiento.

Después de calentar las corrientes agotadas de productos, el residuo atmosférico queda con una temperatura elevada, por lo cual se envía a intercambiadores para calentar el crudo desalado.

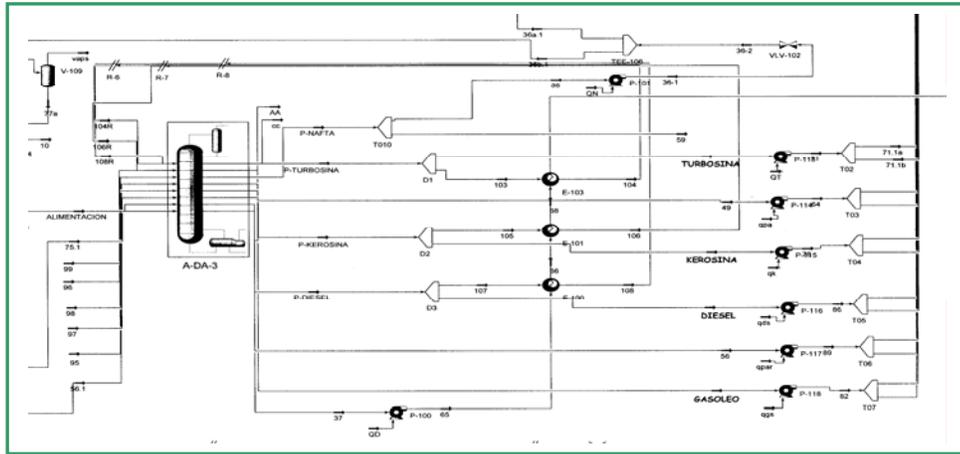


Figura 5.18 Destilación Atmosférica

Con lo anterior, finalizamos la simulación del precalentamiento, desalado, despunte y destilación atmosférica del crudo. En la Figura 5.19 se presenta otra vista de la columna de destilación atmosférica.

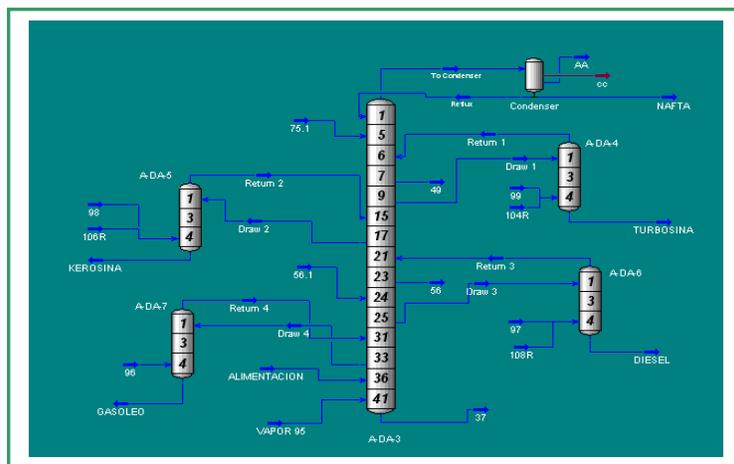


Figura 5.19 Columna de Destilación con agotadores laterales

5.6 DESTILACIÓN AL VACÍO

En seguida la corriente de residuo atmosférico se bombea a otra batería de intercambiadores para alimentarse a la columna de vacío parcialmente vaporizada.

El proceso para instalar los intercambiadores es el mismo que el descrito anteriormente. De esta manera la corriente de residuo atmosférico alcanzará una temperatura final de 397°C por medio de un calentador a fuego directo y una presión de 0.308 kg/cm².

Para modelar la torre de vacío seleccionamos de la barra de herramientas un *absorber* del tipo *liquid inlet* es decir, con una alimentación extra en el primer plato.

La corriente que se alimenta al primer plato de la columna de acuerdo con el DTI es Gasóleo Ligero de Vacío, por lo cual es necesario suponer esta corriente para poder continuar con la simulación y una vez que se tenga la corriente “real” de Gasóleo Ligero, una parte de ésta se recircula a la columna en lugar de la alimentación “supuesta”.

Los datos que requiere Hysys para resolver la columna de vacío son:

- Corriente que se alimenta al primer plato totalmente definida.
- Indicar el número de platos que contiene la torre así como el plato de alimentación del residuo atmosférico.
- Nombre de las corrientes de productos y de que plato se extraerán.
- Presión en el domo y en el fondo de la torre.

Al terminar de ingresar estos datos, nos trasladamos a la pestaña *design* y en la opción *monitor* establecemos el flujo esperado para cada uno de los productos, es importante no olvidar que el número de grados de libertad debe ser cero para poder *correr* la columna.

Hysys comenzará a iterar hasta llegar a los valores establecidos. Como se observa en la Figura 5.20 la columna consta de 16 platos, el Gasóleo Ligero de Vacío se extrae del plato 4 y el Gasóleo Pesado de Vacío se extrae del plato 10. La columna no necesita de agotadores y el vapor proveniente del primer plato se utiliza para generar las condiciones de vacío.

Finalmente las corrientes de productos se bombean al tren de precalentamiento y posteriormente a límites de batería como se muestra en la Figura 5.21

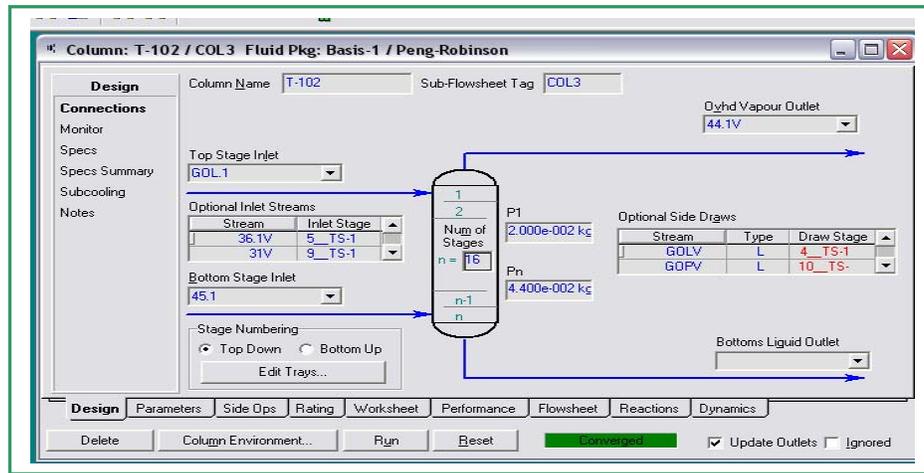


Figura 5.20 Columna de vacío convergida.

Una vez realizado esto, la simulación ha finalizado. Y lo siguiente es analizar los valores obtenidos de la simulación.

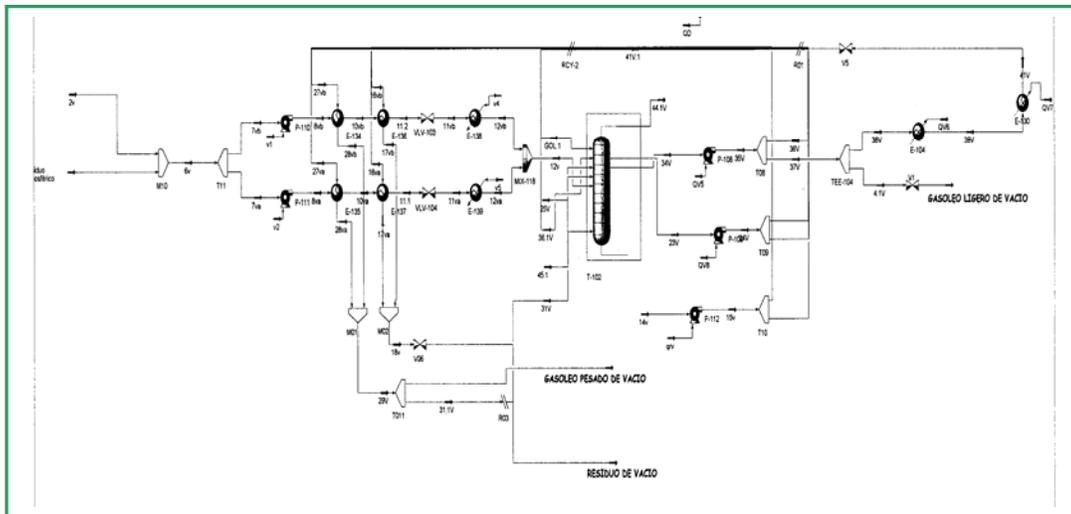


Figura 5.21 Destilación al Vacío

Por otra parte, Hysys contiene la opción *worksheet* en la cual, es posible visualizar las propiedades de cada una de las corrientes involucradas con un equipo determinado. Esta herramienta es muy útil debido a que de esta manera es posible tener un rápido y

fácil acceso a la consulta de las propiedades y condiciones de las corrientes principales del proceso, esto queda ilustrado en la siguiente imagen.

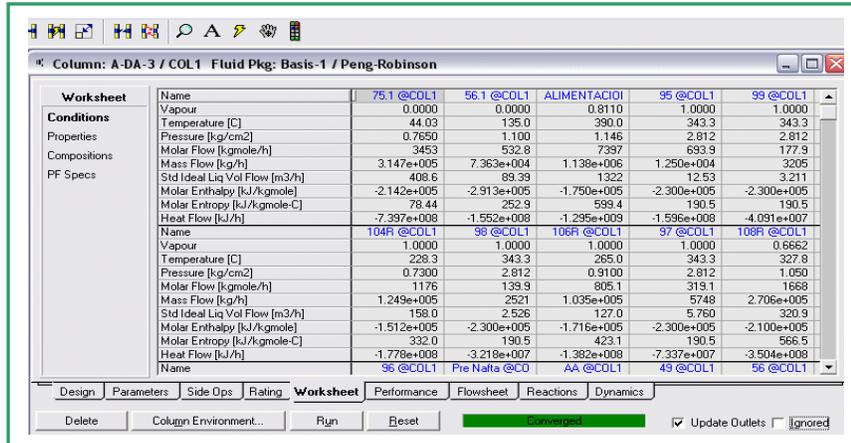


Figura 5.22 Worksheet

Finalmente, es de gran importancia mencionar, que en el modelado de las Torres de Destilación Atmosférica y de Vacío, es posible ajustar exactamente el valor de las presiones de salida de los productos con respecto al proporcionado en los DTI's. Esto es logrado debido a que Hysys presenta la opción de editar las presiones de los platos de extracción de productos y automáticamente calcula las nuevas presiones en las demás etapas, tal y como se muestra a continuación.

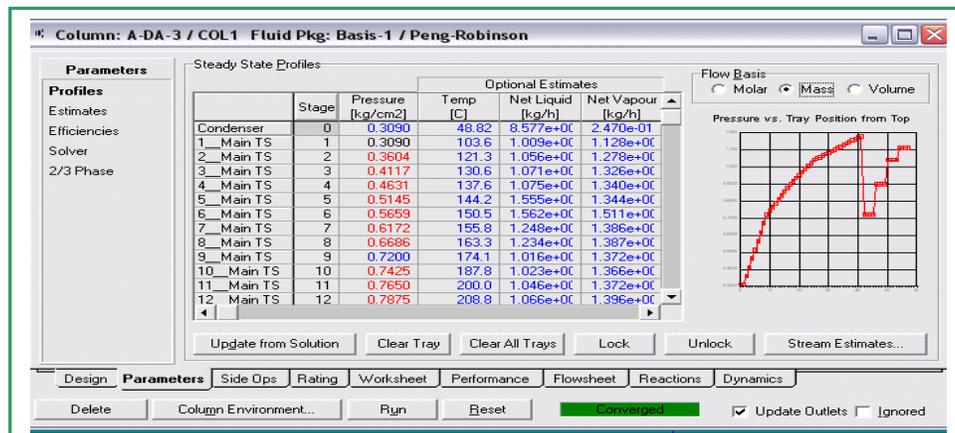


Figura 5.23 Ajuste de presiones

CAPÍTULO 6

Resultados de la Simulación

Los parámetros de comparación entre la simulación de la Planta Primaria II y los datos proporcionados en los Diagramas de Tubería e Instrumentación y ensayos de laboratorio proporcionados por la Refinería, básicamente son dos:

El primero consiste en comparar las curvas de destilación de los productos provenientes de las unidades de fraccionamiento.

Seguidamente, se deben verificar las condiciones de salida y el flujo volumétrico de los productos principales del proceso y compararlos con las condiciones de operación en planta; esto constituirá el segundo parámetro.

Para llevar a cabo todo lo anterior, es necesario consultar los valores de las curvas de destilación de los productos obtenidos en la Simulación.

Hysys nos proporciona esta información en forma de tabla y como gráfica, tal y como se ilustra en las siguientes imágenes:

En la tabla, el simulador muestra la temperatura correspondiente al porcentaje de volumen destilado para cada uno de los productos.

También estos datos se presentan gráficamente para cada uno de los destilados.

	Condenser (Light)	9_Main TS (Light)	17_Main TS (Light)	25_Main TS (Light)	33_Main TS (Light)
0.0% [C]	75.740	143.92	163.08	179.64	216.65
1.0% [C]	85.720	162.57	179.43	209.72	245.14
2.0% [C]	89.993	173.09	196.40	238.19	283.36
3.5% [C]	95.047	180.28	227.06	262.71	311.25
5.0% [C]	99.227	181.62	237.59	270.12	327.49
7.5% [C]	103.56	183.65	242.09	276.67	347.61
10.0% [C]	107.65	185.68	244.16	279.43	364.01
12.5% [C]	111.12	187.62	245.03	283.32	375.23
15.0% [C]	114.29	188.61	245.90	284.20	380.07
17.5% [C]	117.13	190.38	246.77	285.44	385.51
20.0% [C]	119.73	191.46	247.64	287.81	387.15
25.0% [C]	124.73	193.22	249.38	289.94	390.32
30.0% [C]	129.31	194.66	250.81	291.55	394.46
35.0% [C]	133.66	196.41	252.10	293.53	396.28
40.0% [C]	137.71	198.31	253.33	295.48	398.44
45.0% [C]	141.47	200.33	254.53	297.50	400.46
50.0% [C]	144.95	202.54	255.74	299.69	402.90
55.0% [C]	148.15	205.09	256.99	302.14	405.31
60.0% [C]	151.07	207.93	258.22	305.00	407.37
65.0% [C]	153.80	211.02	260.31	308.38	410.44
70.0% [C]	156.39	214.41	262.01	312.27	414.09
75.0% [C]	158.44	218.05	262.30	317.18	418.77
80.0% [C]	160.64	221.88	264.64	323.21	425.15
85.0% [C]	163.28	225.85	267.67	331.30	431.52
90.0% [C]	166.64	229.92	271.48	342.46	435.13
92.5% [C]	168.68	231.96	273.65	349.47	442.48
95.0% [C]	171.00	234.00	276.00	358.00	452.00
96.5% [C]	172.95	235.22	277.50	364.62	457.91
98.0% [C]	174.21	236.43	279.07	370.46	463.88
99.0% [C]	175.40	237.24	280.15	373.41	467.85

Figura 6.1 Valores de curva de destilación de productos.

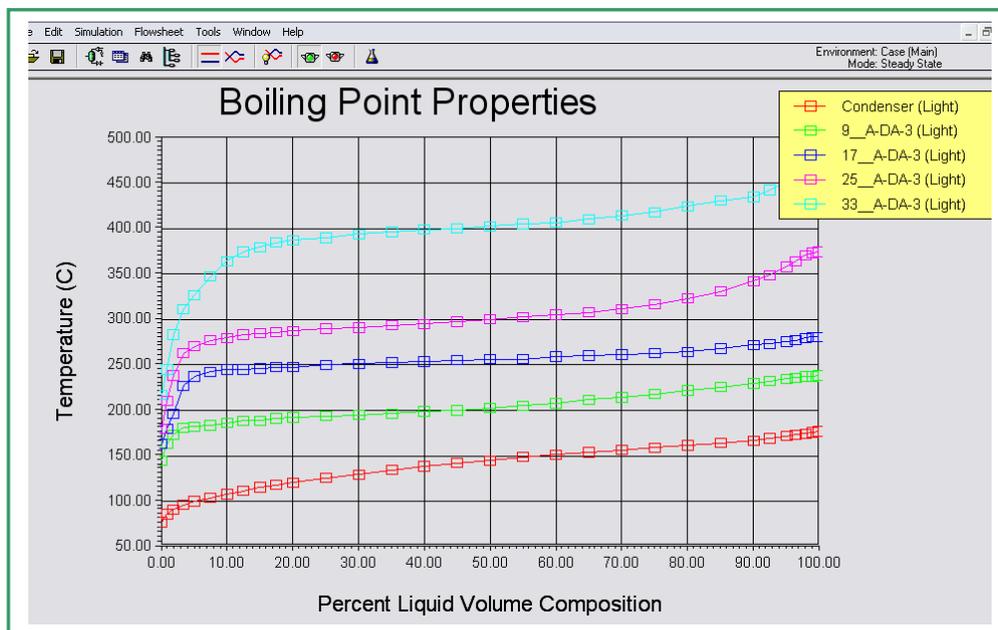


Figura 6.2 Curvas de Destilación

A continuación se muestran tablas comparativas, entre valores de Hysys y de operación; en referencia con temperaturas de corte, flujo volumétrico, presión, temperatura y curvas de destilación de los productos principales.

PRODUCTO	DISEÑO		HYSYS	
	Temperatura de Corte °C		Temperatura de Corte °C	
	TIE	TFE	TIE	TFE
NAFTA	58	171	79.563	170.995
TURBOSINA	172	234	143.923	233.999
KEROSINA	225	276	163.086	276.005
DIESEL	240	358	179.648	357.999
GASÓLEO ATM	295	451	216.659	450.998
GASÓLEO LIGERO DE VACÍO	308	503	358.897	496.001
GASÓLEO PESADO DE VACÍO	321	535	448.326	543.922

TABLA 2. TEMPERATURAS DE CORTE DE LOS DESTILADOS

PRODUCTO	FLUJO BPD		% ERROR
	DISEÑO	HYSYS	
NAFTA	26,619	19,426	27.0221
TURBOSINA	11,448	16,166	41.2124
KEROSINA	9,003	12,094	34.3330
DIESEL	20,338	26,641	30.9912
GASÓLEO ATM	7,771	7,391	4.8900
GASÓLEO LIGERO DE VACÍO	17,669	14,780	16.3507
GASÓLEO PESADO DE VACÍO	18,480	14,846	19.6645

TABLA 3. FLUJOS VOLUMÉTRICOS DE LOS PRODUCTOS

PRODUCTO	TEMPERATURAS DE SALIDA °C		% ERROR
	DISEÑO	HYSYS	
NAFTA	49	48.76	0.4898
TURBOSINA	225	206.30	8.3111
KEROSINA	275	264.20	3.9273
DIESEL	318	308.50	2.9874
GASÓLEO ATM	330	321.90	2.4545
GASÓLEO LIGERO DE VACÍO	140	179.00	27.8571
GASÓLEO PESADO DE VACÍO	310	341.50	10.1613

TABLA 4. TEMPERATURAS DE SALIDA

En seguida se presenta los valores para la curva de destilación de cada uno de los destilados obtenidos en el proceso.

NAFTA			
	HYSYS	DISEÑO	%E
TEMPERATURA	48.76	48.89	0.2659
PRESIÓN	0.309	0.309	0.0000
5%	87.314	78	11.9410
15%	101.689	93	9.3430
25%	114.436	109	4.9872
35%	126.129	113	11.6186
45%	136.547	122	11.9238
55%	144.979	131	10.6710
65%	151.754	139	9.1755
75%	157.072	148	6.1297
85%	162.119	158	2.6070
95%	170.996	171	0.0023

TABLA 5. CURVA DE DESTILACIÓN ASTM D86 / NAFTA

TURBOSINA			
	HYSYS	DISEÑO	%E
TEMPERATURA	206.3	225	8.3111
PRESIÓN	0.742	0.742	0.0000
5%	181.332	184	1.4500
15%	186.984	198	5.5636
25%	190.972	201	4.9891
35%	193.122	204	5.3324
45%	195.955	207	5.3357
55%	199.512	211	5.4445
65%	204.229	215	5.0098
75%	211.234	219	3.5461
85%	221.981	222	0.0086
95%	233.999	234	0.0004

TABLA 6. CURVA DE DESTILACIÓN ASTM D86/TURBOSINA

KEROSINA			
	HYSYS	DISEÑO	%E
TEMPERATURA	264.2	275	3.9273
PRESIÓN	0.9	0.9	0.0000
5%	239.006	232	3.0198
15%	246.131	238	3.4164
25%	249.608	241	3.5718
35%	252.349	244	3.4217
45%	254.822	247	3.1668
55%	257.265	251	2.4960
65%	260.386	255	2.1122
75%	265.113	262	1.1882
85%	267.897	268	0.0384
95%	276.000	276	0.0000

TABLA 7. CURVA DE DESTILACIÓN ASTM D86 / KEROSINA

DIESEL			
	HYSYS	DISEÑO	%E
TEMPERATURA	308.5	318.2	3.048397234
PRESIÓN	1.041	1.041	0
5%	270.49	285	5.09122807
15%	288.777	294	1.776530612
25%	294.951	302	2.33410596
35%	299.059	309	3.217152104
45%	302.781	315	3.879047619
55%	307.173	320	4.0084375
65%	312.734	327	4.362691131
75%	320.775	336	4.53125
85%	333.684	346	3.559537572
95%	357.999	358	0.00027933

TABLA 8. CURVA DE DESTILACIÓN ASTM D86/ DIESEL

GASÓLEO ATM			
	HYSYS	DISEÑO	%E
TEMPERATURA	321.5	330.3	2.6642
PRESIÓN	1.11	1.11	0.0000
5%	314.963	360	12.5103
15%	373.875	402	6.9963
25%	387.080	407	4.8943
35%	393.724	412	4.4359
45%	398.030	421	5.4561
55%	402.626	426	5.4869
65%	408.491	431	5.2225
75%	416.864	438	4.8256
85%	430.645	447	3.6588
95%	451.999	451	0.2215

TABLA 9. CURVA DE DESTILACIÓN ASTM D86/GASÓLEO ATMOSFÉRICO

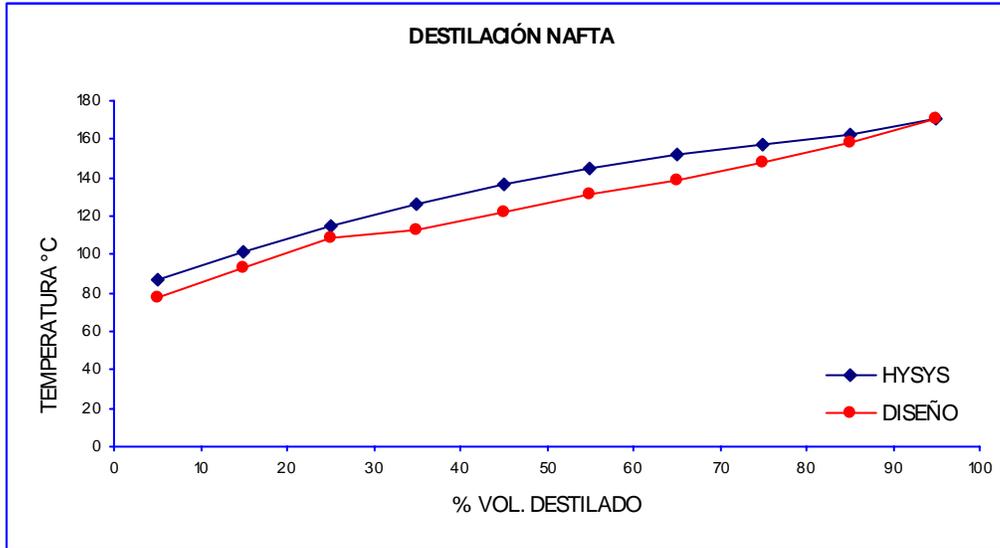
GASÓLEO LIGERO DE VACÍO			
	HYSYS	DISEÑO	%E
TEMPERATURA	179	139.75	28.0859
PRESIÓN	0.023	0.023	0.0000
5%	392.993	372	5.6433
15%	414.486	434	4.4963
25%	426.158	447	4.6626
35%	435.224	456	4.5561
45%	443.102	464	4.5039
55%	450.281	473	4.8032
65%	457.765	480	4.6323
75%	467.217	485	3.6666
85%	479.316	490	2.1804
95%	496.000	503	1.3917

TABLA 10. CURVA DE DESTILACIÓN ASTM D86/ GASÓLEO LIGERO DE VACÍO

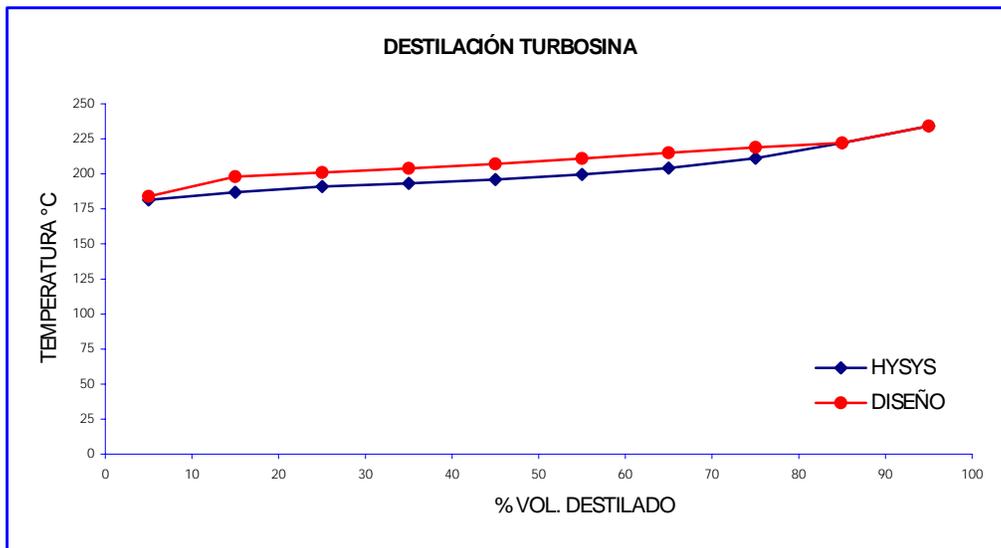
GASÓLEO PESADO DE VACÍO			
	HYSYS	DISEÑO	%E
TEMPERATURA	341.5	310.32	10.0477
PRESIÓN	0.033	0.033	0.0000
15%	478.187	453	5.5600
25%	489.965	480	2.0760
35%	497.019	489	1.6399
45%	503.28	501	0.4551
55%	508.867	509	0.0261
65%	515.858	515	0.1666
75%	523.317	524	0.1303
85%	532.758	530	0.5204
95%	543.922	535	1.6677

TABLA 11. CURVA DE DESTILACIÓN ASTM D86/ GASÓLEO PESADO DE VACÍO

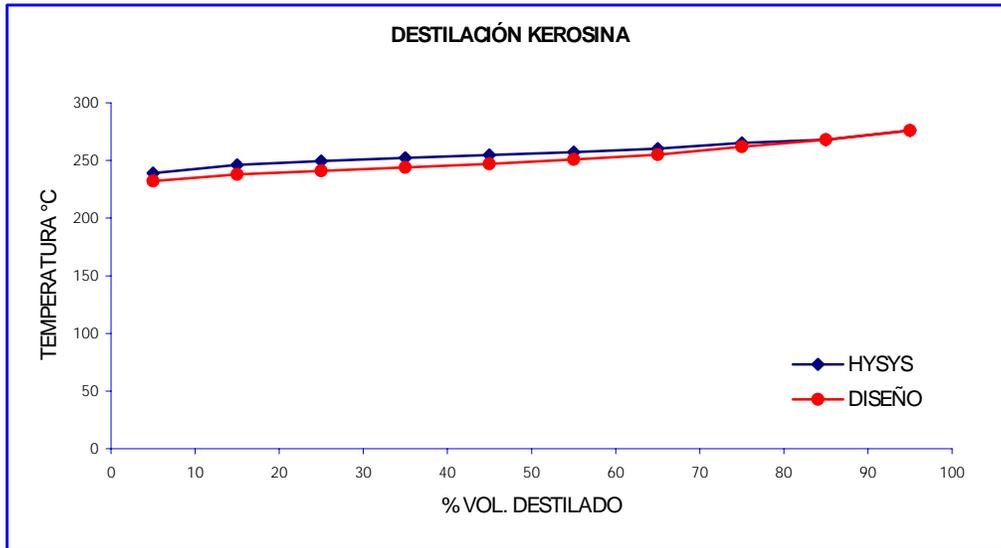
A continuación se muestran las gráficas correspondientes a las tablas de curvas de destilación para los diferentes productos.



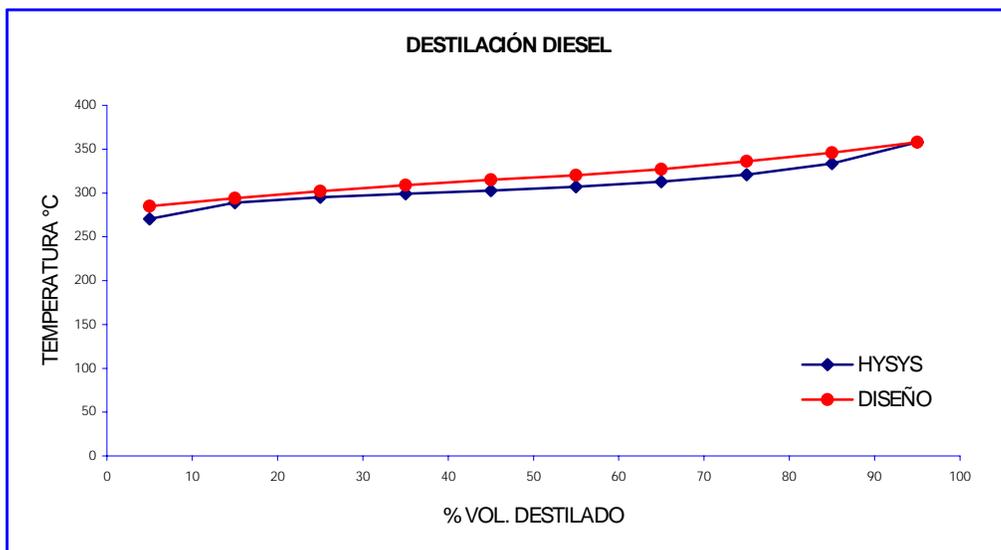
GRÁFICA 1. COMPARACIÓN DE CURVAS DE DESTILACIÓN / NAFTA



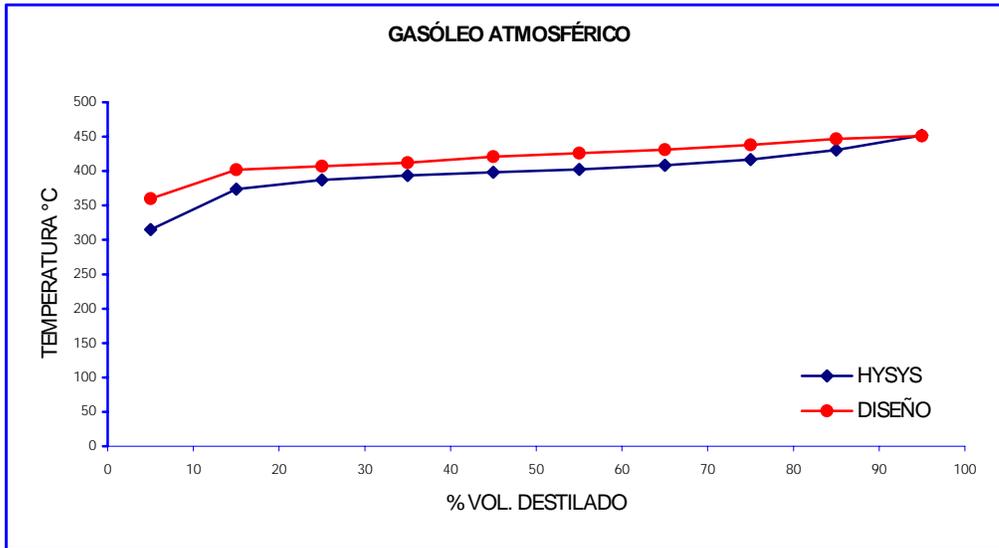
GRÁFICA 2. COMPARACIÓN DE CURVAS DE DESTILACIÓN / TURBOSINA



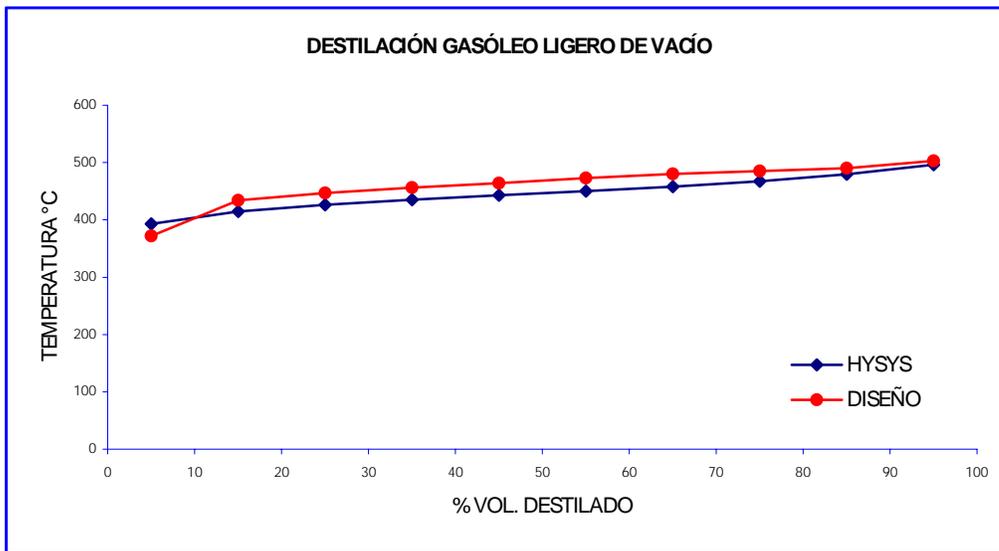
GRÁFICA 3. COMPARACIÓN DE CURVAS DE DESTILACIÓN / KEROSINA



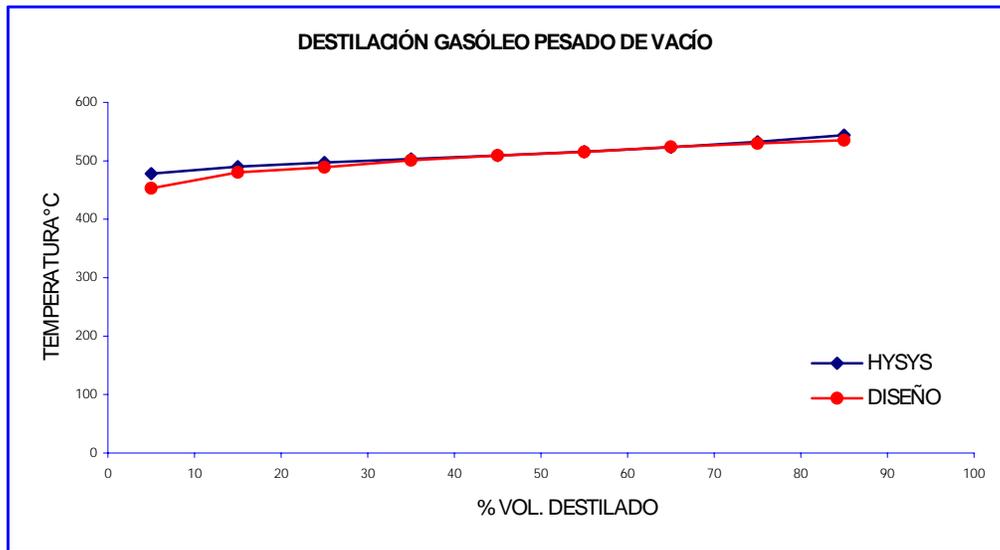
GRÁFICA 4. COMPARACIÓN DE CURVAS DE DESTILACIÓN / DIESEL



GRÁFICA 5. COMPARACIÓN DE CURVAS DE DESTILACIÓN / GASOLEO ATM.



GRÁFICA 6. COMPARACIÓN DE CURVAS DE DESTILACIÓN/ GASÓLEO LIGERO DE VACÍO



GRÁFICA 7. COMPARACIÓN DE CURVAS DE DESTILACIÓN/ GASÓLEO PESADO DE VACÍO

Adicionalmente, se realizó un análisis para el caso de un incremento en la alimentación de crudo a la planta, con la finalidad de observar qué equipos son los primeros en fallar, los factores limitantes, es decir, los cuellos de botella.

Esto, debido a que no se cuenta con la composición de la alimentación de crudo (istmo y maya) para poder realizar un análisis al cambiar la composición de la alimentación.

De esta manera, al aumentar la carga a la planta, observaremos los equipos críticos, los cuales señalamos en forma de una cruz en la matriz que se muestra.

Con este análisis sabremos que equipos fallarán primeramente, al procesar un crudo más pesado, lo cual es la tendencia en las Refinerías debido al decremento de crudos ligeros.

SECCIÓN	EQUIPO	ALIMENTACIÓN					
		normal	5% +	8% +	12% +	16% +	20% +
PRECALENTAMIENTO	A-EA-1 A/B	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	A-EA-2 A/B	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	A-EA-3 A/D	✓	✓	✗	✗	✗	✗
	A-EA-4 A/D	✓	✓	✗	✗	✗	✗
	A-EA-5	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	A-EA-6	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	A-EA-7	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	A-EA-8	✓	✓	✗	✗	✗	✗
	A-EA-9	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	A-EA-10	✓	✓	✗	✗	✗	✗
	A-EA-11 A/B	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	A-EA-12 A/B	✓	✓	✓	✓	✓	✓
DESALADO	A-FA-1A	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	A-FA-1B	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	A-FA-2A	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	A-FA-2B	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	A-EA-13 A/H	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	A-EA-14 A/H	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	A-GA-3/R	✓	✓	✓	✓	✗	✗
	A-GA-4/R	✓	✓	✓	✓	✗	✗
DESPUNTE	E-123	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	E-124	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	A-DA-1	✓	✓	✗	✗	✗	✗
	A-DA-2	✓	✓	✗	✗	✗	✗
	E-125	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	E-126	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	A-FA-3	✓	✓	✗	✗	✗	✗
	A-FA-4	✓	✓	✗	✗	✗	✗
	A-GA-7/R	✓	✓	✓	✗	✗	✗
	A-GA-17/R	✓	✓	✓	✗	✗	✗
	A-FA-7	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	K-100	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	E-127	✓	✓	✓	✓	✓	✓
V-109	✓	✓	✓	✓	✓	✓	

		PORCENTAJE	normal	5% +	8% +	12% +	16% +	20% +
			DESTILACION	ATMOSFERICA	A-BA-1	✓	✓	✓
A-BA-2	✓	✓			✓	✓	✓	✓
A-DA-3	✓	✗			✗	✗	✗	✗
A-FA-4	✓	✓			✓	✓	✓	✓
A-DA-4	✓	✗			✗	✗	✗	✗
A-DA-5	✓	✗			✗	✗	✗	✗
A-DA-6	✓	✗			✗	✗	✗	✗
A-DA-7	✓	✗			✗	✗	✗	✗
A-EA-22	✓	✓			✓	✓	✓	✗
A-EA-23	✓	✓			✓	✓	✓	✓
A-EA-24 A/B	✓	✓		✓	✓	✓	✓	
ALTO VACIO	V-GA-1/R	✓		✓	✓	✓	✓	✓
	V-GA-9/R	✓		✓	✓	✓	✓	✓
	V-EA-1A/F	✓		✓	✓	✓	✓	✓
	V-EA-2A/F	✓		✓	✓	✓	✓	✓
	V-EA-3A/F	✓		✓	✓	✗	✗	✗
	V-EA-4A/F	✓		✓	✓	✗	✗	✗
	V-EA-5A/B	✓		✓	✓	✓	✓	✓
	V-EA-6A/B	✓		✓	✓	✓	✓	✓
	V-DA-1	✓		✗	✗	✗	✗	✗
	V-BA-1	✓	✓	✓	✓	✓	✓	
V-BA-2	✓	✓	✓	✓	✓	✓		

Como podemos observar, en la matriz anterior, los cuellos de botella arrojados por la simulación son los siguientes:

Intercambiadores de Calor. Fallan al aumentar la carga de crudo a 176 500 BPD, el simulador nos indica que el área de intercambio no es suficiente para obtener la corriente de salida a la temperatura requerida.

Bombas. En este caso, debido a la potencia de las bombas, no logran incrementar la presión al valor requerido, por lo que otros equipos se ven afectados al no recibir la alimentación a las condiciones óptimas.

Torres Despuntadoras. Al recibir una alimentación de 90 000 BPD a cada una de las torres despuntadoras A-DA-1 y A-DA-2, dejan de operar satisfactoriamente.

Torre de Destilación Atmosférica. Este equipo falla al recibir una alimentación de 168, 000 BPD lo que lleva a que los agotadores instalados fallen también, obteniendo los destilados fuera de especificaciones.

Torre de Destilación de Vacío. Esta unidad de destilación, falla al incrementar la carga a 90,000 BPD.

Cuando se menciona *cuellos de botella* se refiere a diferentes actividades o situaciones que disminuyen la velocidad de los procesos, incrementan los tiempos de espera y reducen la productividad, trayendo como consecuencia final el aumento en los costos.

En este caso, tenemos una restricción de capacidad lo cual es el resultado de tener equipos con una capacidad que no satisface la demanda requerida.

Las condiciones de inundación fijan el límite superior de la velocidad del vapor. Una velocidad de vapor alta es necesaria para altas eficiencias de plato, y la velocidad normalmente será entre 70 a 90 por ciento de la que podría causar inundación. Para diseño, podría usarse un valor de 80 a 85 por ciento de la velocidad de inundación.

Una torre debe tener suficiente área de sección transversal para manipular los gases ascendentes sin un excesivo arrastre de líquido de un plato a otro. Asumiendo que el arrastre de vapor sobre las gotas suspendidas de líquido podría no exceder del peso promedio de una gota, Souders y Brown derivaron la siguiente ecuación aplicable para cualquier ubicación específica en la columna:

$$U_f = C \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2}$$

En la práctica C se trata como un coeficiente empírico que se determina a partir de datos experimentales obtenidos en la operación del equipo. El valor de C debe ser

corregido para tener en cuenta la tensión superficial, la tendencia a la formación de espuma y la relación entre el área de los orificios de vapor y el área activa del plato.

Según la ecuación de continuidad el flujo molar de vapor está relacionado con la velocidad de inundación como lo indica la siguiente ecuación:

$$V = (0.85U_f)(A - A_d) \frac{\rho_v}{M_v}$$

De la ecuación anterior, podemos conocer el área de la sección transversal de la columna y con dicho valor podemos calcular el diámetro de la misma.

Con las ecuaciones anteriores se calculó el diámetro de la columna de destilación atmosférica que es la que representa el principal cuello de botella en la Planta Primaria II. Los valores requeridos para realizar las ecuaciones anteriores se obtuvieron de los valores arrojados por el simulador, obteniendo los siguientes resultados:

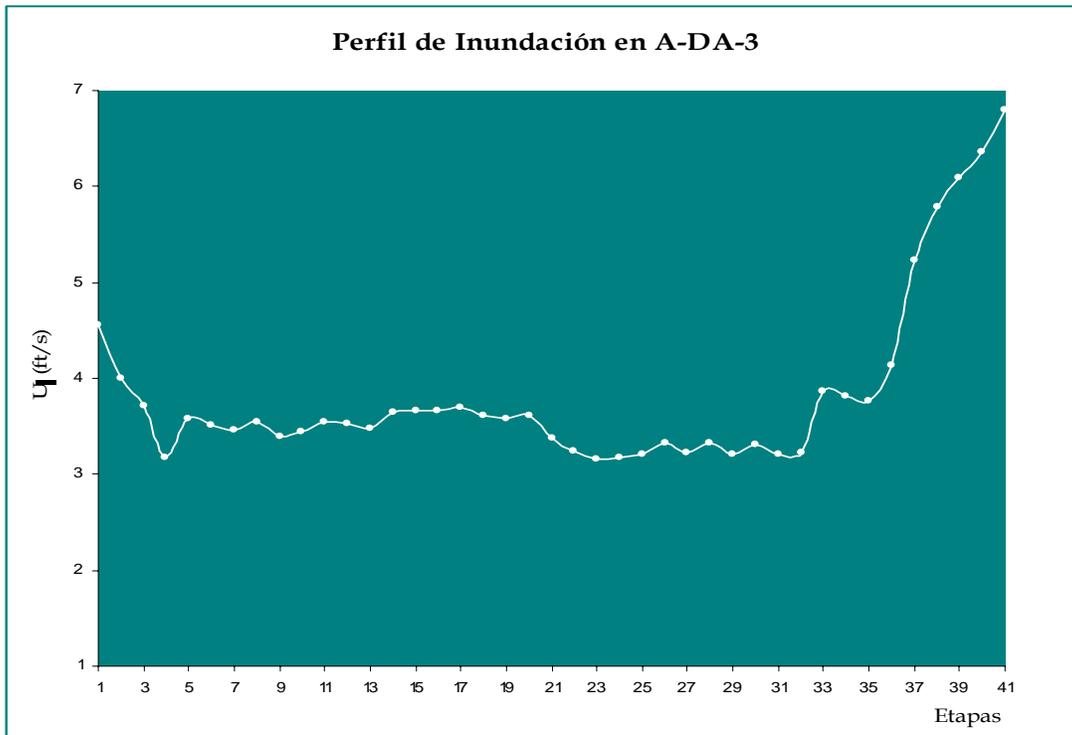
ETAPA	Tensión superficial dina/cm	F _{st}	C, ft/s	U _i , ft/s	D _T , ft	D _T , m	Porcentaje de Inundación
9	12.91	0.91617671	0.194457	3.40976	26.07933	7.948980	63.98417664
17	11.23	0.89098410	0.197832	3.70318	27.93246	8.513814	81.33677805
25	10.51	0.87925439	0.195611	3.28519	31.78621	9.688437	77.95476161
33	9.86	0.86809926	0.203391	3.87627	31.94205	9.845531	79.33677805

De acuerdo a la información obtenida en el manual de operación proporcionado por la Refinería, el diámetro mayor en la columna A-DA-3 es de 7.62 m. Con la tabla anterior en la cual están calculados los valores de diámetro e inundación para las etapas de extracción de destilados, tenemos que el diámetro calculado es mayor que el que se tiene en realidad.

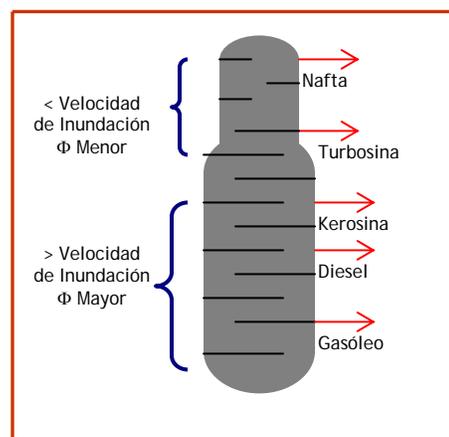
Esto debido a que al obtener la constante C se tiene una incertidumbre de $\pm 20\%$ y también se debe de tomar en cuenta que los datos requeridos son los arrojados por el simulador. Además de la relación de líquido/vapor, el tipo de platos y la velocidad de inundación, el diámetro de la columna está en función del espaciado entre cada etapa,

en este caso el espaciado se tomó de 18 in; este valor no es el mismo a lo largo de toda la torre de acuerdo a los planos incluidos en el manual de operación de la planta.

A continuación, se muestra una gráfica de la velocidad de inundación calculada para cada etapa de la columna de destilación atmosférica.



De acuerdo con el cálculo de la velocidad de inundación para cada etapa de la columna de destilación, observamos que la columna presenta un mayor diámetro a partir de la extracción de destilado correspondiente a la kerosina.



Dibujo esquemático de la columna

CAPÍTULO 7

Análisis de Resultados

Generalmente, en la mayoría de las simulaciones de refinerías, y específicamente en las simulaciones de destilación de crudo, el parámetro más importante para afirmar que la simulación realizada es confiable, es la comparación entre las curvas de destilación de los productos proporcionadas por la simulación y las de diseño.

En este sentido, con base en las gráficas y tablas presentadas en el capítulo anterior, podemos decir que la simulación del proceso de destilación de crudo realizada es confiable, debido a que en las curvas de destilación de los productos, en general los errores son menores al 10% a excepción de la temperatura al 5% de destilado de las corrientes de Nafta y Gasóleo atmosférico, en donde la divergencia es del 11.7% y 12.5% respectivamente.

En las gráficas presentadas para cada uno de los productos, es visible que entre las curvas de destilación de diseño y Hysys no hay una gran divergencia.

En cuanto a las condiciones de los productos a la salida de las unidades de destilación, tales como flujo volumétrico, temperatura y presión; existe un mayor distanciamiento entre los valores de diseño y los obtenidos por la simulación.

En el parámetro del flujo volumétrico es donde se aprecian los errores más significativos. Es decir, para la Nafta, se obtuvo un menor flujo que el de diseño, 7000 BPD menos.

No sucedió así para los destilados de Turbosina, Kerosina y Diesel, ya que para estos productos, la cantidad obtenida fue mayor con respecto a los valores de flujo de diseño; en promedio 4700 BPD más.

Para los productos de la unidad de destilación al vacío, en ambos existe un déficit de flujo volumétrico no mayor a 4000 BPD.

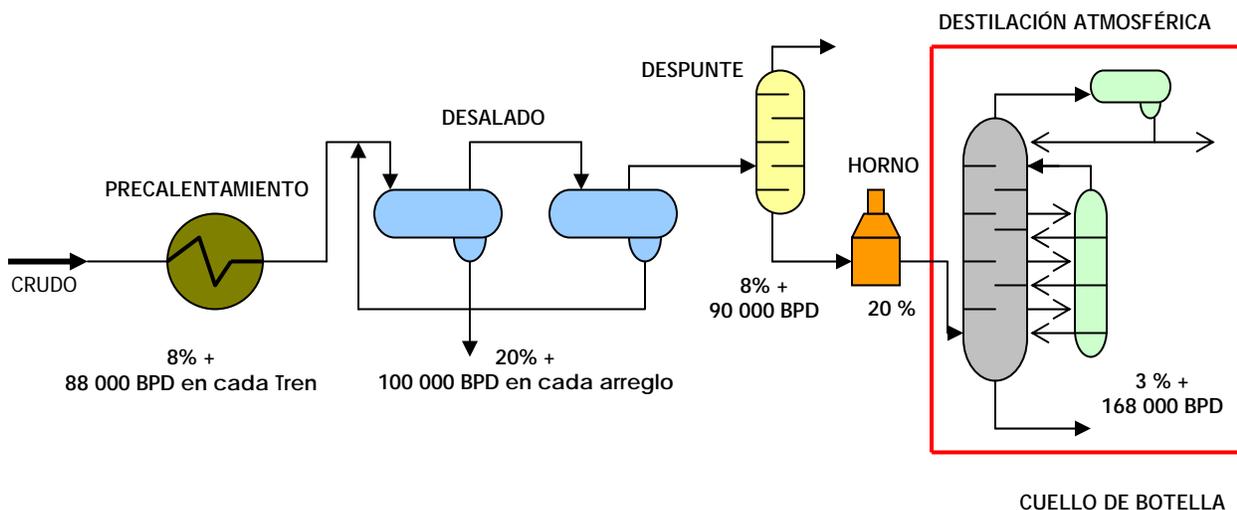
En el caso de las presiones de salida, para todos los destilados no hay diferencia entre la presión a la salida reportada en Hysys y el valor de diseño.

En lo que concierne a la temperatura de salida de las corrientes de productos de la unidad de destilación atmosférica la divergencia no supera el 8% de error. No es el caso de los productos de la unidad de destilación al vacío en donde la divergencia es considerablemente mayor.

Es posible observar en las distintas tablas presentadas, que la Temperatura Final de Ebullición (TFE) para cada uno de los productos, es muy cercana o igual al valor de diseño, esto debido a que para todos los destilados se especificó este valor y no el flujo requerido.

Con el análisis de los cuellos de botella que se presentan en esta sección de la refinería, obtenemos que la principal restricción es la Torre de Destilación Atmosférica A-DA-3, debido a que la máxima carga con la que puede operar satisfactoriamente es de 168,000 BPD; mientras que los demás equipos principales, en este caso, intercambiadores de calor, desaladores y torres despuntadoras, pueden operar hasta con el 8% más en la carga de alimentación.

Así, la Unidad de Destilación Atmosférica es una columna de platos tipo válvula, de los cuales los 3 platos superiores son de monel, mientras que el resto son de acero inoxidable tipo 410. Desde la sección de Diesel hasta los fondos, tiene un recubrimiento del 11 al 13% de Cromo. Su capacidad nominal es de 150 000 BPD.



Debido a que la inversión requerida para la construcción de una torre de destilación de mayor capacidad es muy elevada, esta solución no es viable; actualmente, el desarrollo de materiales de empaque más eficientes y la necesidad de incrementar la capacidad ó reducir la caída de presión en diversas aplicaciones da como resultado un uso más amplio de las columnas empacadas.

El empaque en las columnas puede ser vaciado (al azar), o en orden, tal como la tela de alambre.

La selección de una columna de platos, empacada ó combinada, se basa principalmente en los aspectos económicos, en los que se consideran los factores de eficiencia de contacto, capacidad de carga y caída de presión.

El reacondicionamiento de una columna de platos, es deseable para incrementar la capacidad de carga, en este caso es recomendable utilizar el empaque ordenado ó platos de alta eficiencia.

En la mayoría de los casos, el empaque de anillo pall vaciados tiene un comportamiento superior al de los platos y es el relleno interno más económico. Por otro lado, el empaque ordenado con tela de alambre que proporciona un mejor comportamiento que los dos anteriores, es el más costoso. Pero éste último sería recomendable con base en un reacondicionamiento para incrementar la carga³.

Aquí, la distribución del empaque deberá seguir un patrón definido dentro de la columna, especialmente calculado para lograr características adecuadas de flujo y transferencia de masa.

El objetivo de colocar el empaque de tela de alambre es maximizar el espacio vacío por unidad de volumen, esto minimiza la resistencia al flujo de vapor y entonces aumenta su capacidad.

De esta manera, al sustituir determinados platos de la columna de destilación atmosférica por lecho empacado, estaríamos incrementando la capacidad de la torre, teniendo como consecuencia que los intercambiadores de calor, los desaladores y las torres de despunte, operen con una alimentación mayor a la actual, para poder procesar más crudo, incrementando de esta manera el volumen de destilados que se obtienen en esta unidad.

El rendimiento para la gasolina del crudo caracterizado en esta simulación, es del 22% que representa la obtención de 26 600 BPD de nafta; así al incrementarse la carga de crudo a la Planta Primaria II en un 8 %, que es el porcentaje adicional en la alimentación que manejan los otros equipos; obtendríamos aproximadamente 2 100 BPD más; lo cual, dada la situación actual del país en lo que se refiere a la importación de gasolinas, ésta cantidad adicional no sería despreciable.

³ “Distillation and Absorption Tray and Packed Column Efficiencies”. AIChE. 1982.

7.1 APLICACIONES DE LA SIMULACIÓN EN HYSYS

HYSYS es un software para la simulación de plantas petroquímicas y afines.

Las aplicaciones inmediatas del simulador son:

- ❖ Resolver de manera rápida Balances de Materia y Energía. Ya que predice flujos, composiciones y propiedades de las corrientes; condiciones de operación y tamaño de equipo lo cual es sumamente útil para propósitos de diseño de equipo y por consiguiente permite al diseñador examinar rápidamente varias configuraciones de planta.

Se debe tener en cuenta que los resultados de una simulación no son siempre del todo fiables y estos se deben analizar críticamente.

Hay que tener en cuenta que los resultados dependen de:

- La calidad de los datos de entrada
- De que las correlaciones empleadas sean las apropiadas (escoger bien el paquete termodinámico).

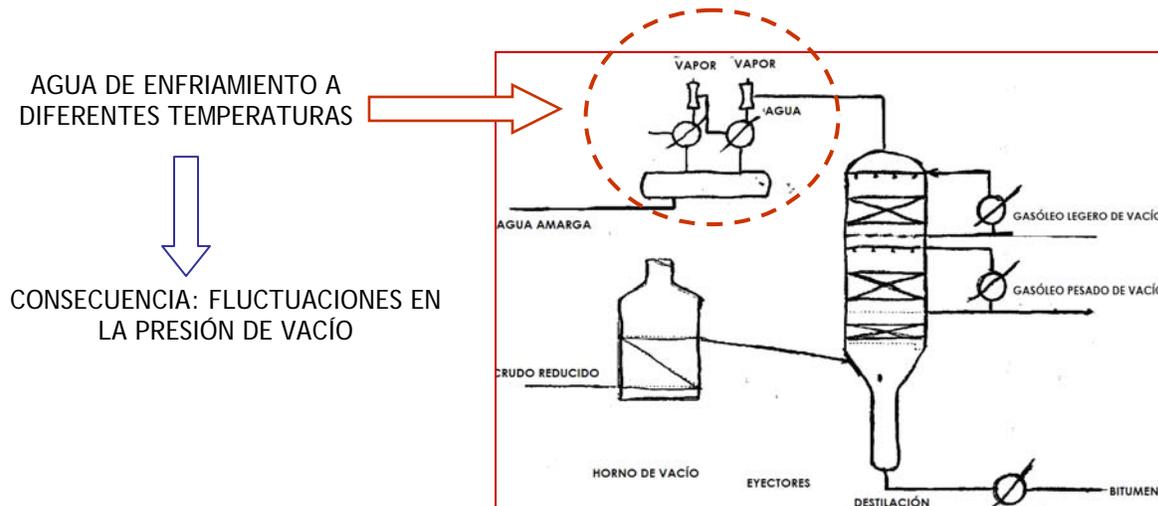
Ahora bien, dentro de la simulación realizada en este trabajo, existen diversas problemáticas que se presentan en la operación de ambas unidades de destilación que pueden ser analizadas y posteriormente plantear una posible solución con la ayuda del simulador como se muestra a continuación.

Situación: En la columna de vacío, la presión de operación deseada se mantiene empleando eyectores de vapor y condensadores de superficie o barométricos, en donde el tamaño y número de eyectores está determinado por las necesidades de vacío y la cantidad de vapor empleado.

El vacío de la columna de destilación está limitado por la presión de vapor del agua utilizada en los condensadores, por lo que si se adiciona agua fría a estos, se puede obtener una presión absoluta menor en la columna.

Problemática. Consiste en que, dependiendo de las condiciones climáticas del lugar y el cambio de temperatura en el día y en la noche, el agua de enfriamiento

también tendrá diferentes temperaturas provocando que la columna de vacío opere a diferentes presiones absolutas.



Dibujo esquemático del sistema de eyectores

Simulación en HYSYS. Ya que una torre de enfriamiento usa la atmósfera como medio de enfriamiento, está también sujeta a las variaciones de ésta. Las temperaturas del agua disminuyen de acuerdo con el bulbo húmedo; desde el punto de vista de la operación de enfriadores y condensadores empleados en las plantas, este arreglo requiere una instrumentación simple.

Debido a que los eyectores de vapor presentan la desventaja de que se tienen fluctuaciones en la presión de operación de la columna debido a la temperatura de agua de enfriamiento, se deberá hacer una simulación modelando un sistema de agua de enfriamiento de recirculación cerrada.

En este tipo de sistema de enfriamiento, el agua circula dentro del sistema y no hay contacto con la atmósfera por lo que el agua tiene una temperatura constante a lo largo del día.

A la simulación realizada, se debe de agregar la parte de los eyectores, una vez que se tenga esto se simulará el efecto del agua de enfriamiento en los condensadores barométricos los cuales a su vez afectan el sistema de vacío.

Se deberán tomar en cuenta tanto la destilación al vacío con variaciones en la presión y el proceso ya con una presión de vacío constante a manera de comparación.

La consecuencia de que la presión de vacío varíe a lo largo del año, es que cuando el agua de enfriamiento tiene una mayor temperatura el vacío que se produce es menor dando como consecuencia que en la columna no se alcancen las temperaturas

necesarias para la separación de los destilados e incrementa la cantidad de residuo de vacío o puede llegar presentarse el craqueo de la carga.

Por otra parte, la calidad del vapor que se alimenta a los eyectores es una importante variable en el funcionamiento de éstos. Un vapor húmedo puede ser dañino para un sistema de eyectores; las gotas formadas en la corriente de vapor que alcanza altas velocidades pueden llegar a corroer el interior del eyector. Para resolver estos problemas de vapor húmedo, todas las líneas pueden ser aisladas, también se puede colocar una trampa de vapor antes de que el vapor entre al sistema de eyectores.

En cuanto a los condensadores barométricos, su propósito en un sistema de eyectores es reducir la carga a la cantidad específica que el eyector puede manejar, lo cual mejora la eficiencia de todo el sistema. Aunque los condensadores barométricos son construidos como intercambiadores, su diseño interno difiere significativamente debido a la presencia de dos fases. En este tipo de condensadores para aplicaciones en el sistema de vacío, el agua de enfriamiento pasa a través de los tubos y el condensado de hidrocarburos y vapor de agua pasan por el lado de la coraza. Una mayor proporción de condensables contenida en la corriente de entrada cambia de fase de vapor a líquido; el líquido por gravedad, sale por el fondo del condensador; el remanente de los condensables e incondensables son colectados y removidos del condensador a través del vapor de salida.

Por todo lo anterior se deben prevenir todas las causas por las que un sistema de eyectores no funcione adecuadamente, e inmediatamente buscar la solución para que el proceso opere a las condiciones óptimas.

Problemática: En la mayoría de las refinerías no siempre se alimenta el mismo crudo para procesar; es decir las mezclas de crudos varían constantemente y no siempre se tienen los ensayos actualizados del crudo que se está procesando, lo cual implica el no saber con exactitud la separación que puede ser esperada en las unidades de destilación. Además debido a la tendencia en los últimos años por procesar crudos más pesados se debe analizar como afecta esto al proceso y conocer los rendimientos que se pueden obtener.

Simulación en HYSYS. En este caso, en particular para la Refinería de Salina Cruz, el esquema generado en este trabajo es muy útil, debido a que lo único que se debe cambiar es la caracterización de crudo o caracterizar los crudos de la mezcla para que de esta manera solo se cambien las proporciones de cada crudo y analizar el comportamiento de las unidades de destilación, la calidad y cantidad obtenida de los diversos destilados; así como también nos puede ayudar a conocer que proporciones aproximadas de crudos se deben mezclar para obtener una cantidad específica de un destilado con determinadas propiedades.

Problemática: En las unidades de destilación, la disminución de la diferencia de presión, favorece el incremento de la vaporización en la zona de flash, disminuyendo por lo tanto la temperatura a la salida del horno y aumenta la volatilidad relativa de las fracciones del petróleo mejorando la separación entre ellas. La desventaja de disminuir la presión, es que de igual manera disminuye la presión de salida de gases y provoca la inundación de los platos de la columna.

Simulación en HYSYS. El simulador contiene una herramienta llamada tray sizing (dimensionamiento de plato), lo cual en primera instancia simplifica el diseño mecánico de una columna de destilación. Es posible dimensionar torres o secciones de torres especificando información referente a los platos, los internos de la torre, espaciamiento etc.

Con esta aplicación, Hysys permite calcular la máxima cantidad de líquido que puede ser tolerada en la etapa antes de que comience a inundarse. Entonces, se debe pasar a la simulación en estado dinámico, en donde debemos de proporcionar los valores reales de diámetro y altura de la torre; una vez que se logre esto, podemos simular para obtener la presión mínima que debe existir en la columna de destilación antes de que los platos comiencen a inundarse y de esta manera encontrar la presión óptima a la que se favorezca la vaporización en la zona flash pero sin llegar a la inundación de los platos.

CAPÍTULO 8

Conclusiones

El simulador Hysys resultó ser una herramienta confiable para el modelado de destilación de crudo.

Los errores más significativos en los diferentes parámetros de comparación que se realizaron, se presentaron en la cantidad de Nafta obtenida que es menor a la de diseño, y por el contrario, en el caso de Turbosina, Kerosina y Diesel la cantidad obtenida fue mayor que la de diseño.

En términos generales, la simulación realizada en este trabajo es confiable para los propósitos de servir como una base para el planteamiento de la integración térmica de la Unidad de Destilación Atmosférica y la Unidad de Destilación al Vacío para un mejor aprovechamiento de la energía.

Los incrementos del precio del crudo en el sector petrolero provocan aumento en los costos de los energéticos y en general en los costos de operación de los procesos de transformación industrial. Para abatir estos costos se busca una reducción en el

consumo de energía en la industria; esta tendencia se inició a finales de los años 70's, forzando a los investigadores a desarrollar métodos innovadores para lograr el ahorro y uso eficiente de la energía.

La planta combinada básicamente consta de una planta de destilación atmosférica y una planta de destilación a alto vacío integradas térmicamente, en general existen dos trenes de precalentamiento de la carga para intercambiar calor tanto con los productos de destilación atmosférica como los de vacío.

En una Refinería estas unidades son las que más capacidad tienen y además presentan un mayor consumo energético. Es por esta razón que es importante el desarrollo de un uso eficiente de la energía y el primer paso para lograrlo es mediante la integración de ambas plantas en el caso de la Refinería de Salina Cruz.

En este sentido, el esquema de simulación elaborado, ayuda a realizar un análisis del comportamiento de ambas plantas ante la integración térmica de las mismas, también como base de comparación en rendimientos del crudo, energía utilizada, energía perdida, ahorro de combustibles en los calentadores a fuego directo, flujo de vapor etc. antes y después de la integración de las plantas. Por otra parte también es útil para identificar que variables son las que deben controlarse estrictamente para eficientar el uso de energía y cuales son las condiciones óptimas para la operación de las plantas de destilación atmosférica y de vacío.

También se describieron algunas de las problemáticas que se presentan constantemente en las Unidades de Destilación, y como aplicar la simulación en Hysys para dar posibles soluciones, una de ellas es la problemática que se tiene en el sistema de eyectores para producir las condiciones de vacío, dado que a lo largo del año y debido a los diferentes climas que predominan en Salina Cruz, el agua de enfriamiento para los condensadores barométricos, no se mantiene a una temperatura constante, disminuyendo el vacío producido y afectando la operación de la torre de destilación de vacío.

Como se mencionó en el capítulo anterior, la posible solución a esta problemática, es introducir un sistema de agua de enfriamiento de recirculación cerrada, en el cual, el agua que recircula no tiene contacto con la atmósfera permitiendo de esta manera, una

temperatura más constante en el agua de enfriamiento, evitando así tener fluctuaciones considerables en el sistema de vacío.

Por otra parte, en el análisis realizado de incremento de alimentación de crudo, se buscó analizar el proceso con diferentes aumentos en la carga de crudo para señalar los equipos que fallarán ante esta situación. Este análisis arrojó que el equipo más sensible a cambios en la alimentación es la Torre de Destilación Atmosférica cuya máxima carga que soporta son 168 000 BPD, mientras que los otros equipos principales como los intercambiadores del tren de precalentamiento, desaladores y torres de despunte pueden operar con un incremento en la alimentación hasta del 8 %. En este trabajo se analizó la posibilidad de sustituir determinadas secciones de platos por empaque tipo malla de alambre para tener un incremento en la capacidad de la torre lo que nos llevaría a incrementar el volumen de los destilados obtenidos, que representa un incremento de aproximadamente 2 100 BPD de gasolina, lo cual dadas las condiciones actuales del país en materia de importación de gasolinas, representa una cantidad nada despreciable.

Uno de los problemas esenciales que enfrenta la industria petrolera es obtener productos amables con el ambiente y tener bajas emisiones de contaminantes al refinar crudos con altos niveles de azufre y metales, conocidos como crudos pesados, pues el petróleo con menores proporciones de estas partículas, o crudo ligero, es el más explotado hoy en día y cuyas reservas se encuentran a la baja. Se estima que en la actualidad los crudos pesados representan un 50 ó 70 por ciento del petróleo en reservas, lo que nos obliga a dirigirnos al procesamiento de esos crudos.

El uso de crudos pesados dará lugar a la generación de productos de peor calidad que la actual *vs* especificaciones más exigentes. Se necesitarán catalizadores más selectivos y resistentes.

Se deberá tener un conocimiento mas profundo acerca de las estructuras moleculares, cinética, termodinámica y mecanismos de reacción de las fracciones mas pesadas de los crudos.

El uso de la simulación en este caso, será para analizar el comportamiento de los equipos en la refinería ante el procesamiento de un crudo más pesado, estudiar nuevas condiciones de operación que nos permitan sacar el máximo provecho al crudo alimentado. Simular y desarrollar modelos que permitan profundizar en los aspectos estructurales, cinéticos y termodinámicos de la química de los procesos de refinación, principalmente orientados a las fracciones pesadas de hidrocarburos

La mayor parte de las plantas que hay en México se diseñaron antes de tener el grado de calidad de crudo que hoy se tiene, por lo que se requiere de implantar cambios en la forma de operar plantas y equipos, optimizar el uso de herramientas y sistemas existentes, con el fin de maximizar su impacto en el desempeño operativo.

Bibliografía

- Gerald L. Kaes. Some Practical Aspects of Modeling Crude oil Distillation. AIChE Spring Meeting Distillation Symposium. Marzo 2003.
- Jones D.S.J. Elements of Petroleum Processing. John Wiley & sons. 1995
- Gary J. & Handwerk G.E. Petroleum Refining, Tecnología and Economics. Ed. Dekker 1980.
- Villalobos Hiriart Alejandro. Modulo IV Plantas Combinadas de Destilación de Petróleo Crudo. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Química. Tula de Hidalgo, Noviembre de 2005.
- Douglas J.M. Conceptual Design of Chemical Processes. Ed. McGraw Hill, 1988.
- Torres Robles Rafael y Castro Arellano Javier. Análisis y Simulación de Procesos de Refinación del Petróleo. Instituto Politécnico Nacional. 2002.

-
- Prospectiva de Petrolíferos 2007 – 20017. Secretaría de Energía. Dirección General de Planeación Energética.
 - Aziz Jorge. Conceptos básicos de Refinación del Petróleo. PEMEX Refinación. Mayo 1995.
 - Diccionario de Términos de PEMEX Refinación. 1992.
 - Pérez Bartolo y Garfias Francisco. Deshidratación del Crudo Maya mediante un Campo Eléctrico de Corriente Continua. Journal of The Mexican Chemical Society. Julio-Septiembre 2003. Vol. 46.
 - Holland Charles D. Fundamentos de Destilación de Mezclas Multicomponentes. Ed. Limusa. 1988.
 - Petróleos Mexicanos. Refinería "Antonio Dovalí Jaime" Salina Cruz, Oaxaca. Subdirección de Transformación Industrial 1986.
 - Libro de Proceso Volumen 1. Refinería Antonio Dovalí Jaime. Instituto Mexicano del Petróleo. 1982.
 - Kern Donald Q. Procesos de Transferencia de Calor. McGraw Hill 2001.
 - Lines J.R. & R.T. Smith. Ejector System Troubleshooting. The International Journal of Hydrocarbon Engineering. UK. 1997.