

65
Rej.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



**EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA**

**GENERACION DEL ESQUEMA DE
SIMULACION DE LA PLANTA COMBINADA
No. 1 DE LA REFINERIA DE TULA, HIDALGO.**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
VIANEY GARCIA OSORIO

MEXICO, D.F. 1998

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

258610



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 está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

JURADO ASIGNADO

Presidente	Prof. Bazúa Rueda Enrique
Vocal	Prof. Hernández Luna Martín G.
Secretario	Prof. Montiel Maldonado Celestino
1^{er} Suplente	Prof. Silva Pichardo Genovevo
2^{do} Suplente	Prof. Pérez Camacho Ricardo

Sitio donde se desarrolló el tema:


**Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos
Edificio de Ingeniería Química, Conjunto E
Facultad de Química
U.N.A.M**

Asesor del tema:



Ing. Celestino Montiel Maldonado

Sustentante:



Vianey García Osorio

Índice

1. Introducción.	1
2. Generalidades.	4
-Ensayos	13
-Destilación Atmosférica	15
-Destilación al Vacío	23
-Refinería Miguel Hidalgo	29
3.Planta de Destilación Combinada 1	33
4.Esquema de Simulación de la Planta Combinada No.1	42
5.Simulación de la Planta Combinada No.1	49
6.Conclusiones y Recomendaciones	60
7.Bibliografía	64
8.Apéndices	
-Apéndice1	66
-Apéndice2	72
-Apéndice3	74
-Apéndice4	82

CAPÍTULO

1

INTRODUCCIÓN

Hoy, cuando la situación mundial cambia tan rápidamente y se entra de lleno a la competencia en mercados globales, es necesario modificar los procesos para hacerlos más eficientes con la finalidad de reducir los costos de producción para poder ofrecer precios más competitivos, pero cuidando siempre que los desechos que se emitan causen el menor daño a los ecosistemas.

Si se analiza la situación actual por la que atraviesa nuestra industria de proceso, puede percatarse que la mayor parte de los centros productivos fueron construidos hace tiempo y que fueron diseñados durante un período en el cual, tanto el costo por el consumo de energéticos así como el tratamiento de efluentes no era significativo. En la actualidad la industria de proceso no puede darse el lujo de utilizar cualquier cantidad de energía para la producción y mucho menos dejar de tratar los efluentes. Existen varios caminos por medio de los cuales se pueden reducir estos consumos y así aumentar la eficiencia de los procesos de manera que se reduzcan los costos de producción. Entre estas opciones están la adquisición de nueva tecnología o el mejoramiento de los procesos existentes.

Este problema no es exclusivo de nuestro país, sin embargo, las condiciones por las que atraviesa no han permitido hacer cambios en las tecnologías de nuestros centros productivos hacia otras "más limpias" y eficientes (como lo han hecho los países más industrializados) debido al alto costo que esto implica, sin embargo, la segunda opción es la que se puede y debe explotar al máximo, ya que ofrece grandes beneficios.

Es aquí donde el ingeniero químico debe desarrollar metodologías, basadas en el análisis de los procesos, que fomenten el uso racional y eficiente de los recursos que se poseen para aumentar la productividad y rentabilidad de las industrias de proceso.

Dentro de esta área del análisis de procesos podemos encontrar varios caminos para la mejora de los mismos. Uno de estos caminos es representar, con la ayuda de un simulador, las condiciones reales del proceso, de tal forma que pueda realizarse un análisis de sensibilidad de las variables del mismo, se identifique cuáles son las más importantes y se establezca una función objetivo para utilizar posteriormente una herramienta de optimización, esto es, encontrar una tarea específica a realizar como una reducción de costos o un uso racional de la energía por medio de herramientas meramente matemáticas.

El objetivo de este trabajo es generar el esquema de simulación de la Planta de Destilación Combinada No. 1 de la Refinería de Tula Hidalgo, contando con la restricción de manejar una *mezcla 42% vol. de crudo tipo maya y 58% vol. de crudo tipo istmo*, para las condiciones actuales de la planta; y utilizando los simuladores de proceso *Hysim* y *Hysys*, con el fin de evaluar el impacto del manejo de crudos pesados y la importancia de los esquemas de refinación actuales, cabe aclarar que esta tesis forma parte de los proyectos LSyOP001 y LSyOP002, que

actualmente esta desarrollando la Facultad de Química para PEMEX-REFINACIÓN.

En el Capítulo 2, Generalidades, se presenta una breve descripción de las plantas que forman la Refinería "Miguel Hidalgo" de Tula Hgo.

En el Capítulo 3, Planta de destilación Combinada I, se da una breve descripción de la Planta 1, su estructura y condiciones de operación, así como los cambios que se le han realizado.

En el Capítulo 4, Esquema de Simulación de la Planta Combinada No.1, se presentan el esquema de simulación y la justificación de los módulos seleccionados tanto para Hysim, como para Hysys.

En el Capítulo 5, Simulación de la Planta Combinada No.1, se presenta la simulación de la Planta, y un análisis de los resultados obtenidos, así como una comparación con los datos de diseño y operación actual. Aquí también se presenta el efecto del manejo de crudos pesados en el esquema de proceso actual.

En el Capítulo 6, Conclusiones y Recomendaciones, se presentan las conclusiones derivadas del desarrollo de este trabajo y las recomendaciones para trabajos posteriores.

En el Capítulo 7, Bibliografía , se presentan una lista de las referencias utilizadas en el desarrollo de este trabajo.

En el Capítulo 8, Apéndices, se presentan los apéndices:

Apéndice 1 Caracterización de los Aceites Crudos

Apéndice 2 Datos de Operación y Modificaciones a la Planta Combinada No. 1

CAPÍTULO

2

GENERALIDADES

Los principales componentes del petróleo son los hidrocarburos, aumentando su tamaño desde el más pequeño: metano con sólo un átomo de carbono hasta compuestos constituidos por 200 carbonos o más , con pequeñas cantidades de impurezas. Existen diferentes tipos de crudos de los cuales se obtienen combustibles, lubricantes y diferentes petroquímicos mediante un proceso adecuado.

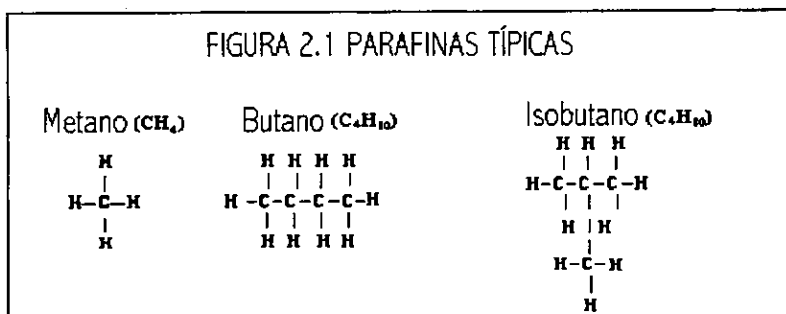
El petróleo es una mezcla compleja de hidrocarburos: parafinas, cicloalcanos y aromáticos, además de pequeñas cantidades de agua y compuestos orgánicos de azufre, oxígeno y nitrógeno, así como de constituyentes metálicos, particularmente de vanadio, níquel y sodio.

⇒ Hidrocarburos

Los Hidrocarburos son los constituyentes principales del petróleo, dividiéndose en grupos de Compuestos como: parafínicos, nafténicos (cicloalcanos) y aromáticos. Las olefinas no son encontradas como compuestos en el crudo, pero se producen durante el proceso de refinación del petróleo.

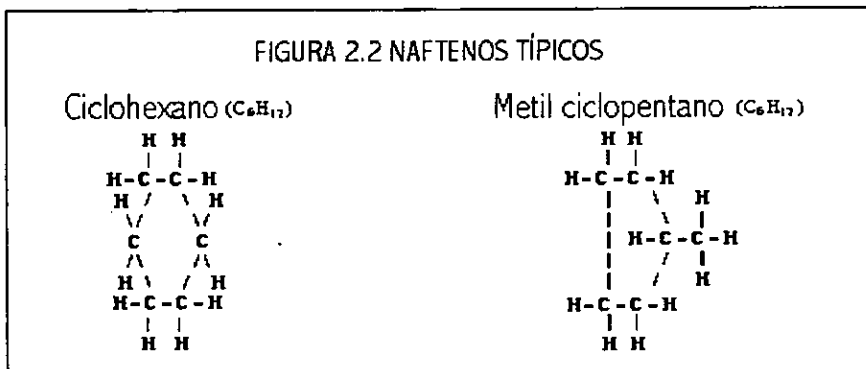
Parafinas.- Las parafinas tienen la siguiente fórmula general C_nH_{2n+2} con enlaces sencillos y sin ninguna estructura cíclica. Las parafinas son muy estables, pero su estabilidad decrece cuando el peso molecular y el número de ramificaciones aumentan. A presión atmosférica, las parafinas que contienen de 1 a 4 átomos de carbono en su molécula son gases, aquellos que tienen 5 a 15 átomos de carbono son líquidos y los que contienen 16 átomos o más se encuentran en estado sólido.

FIGURA 2.1 PARAFINAS TÍPICAS



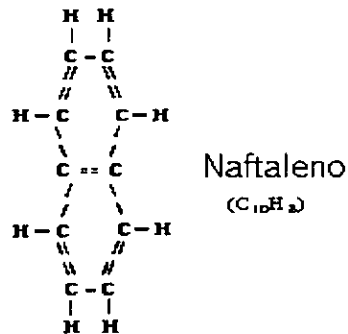
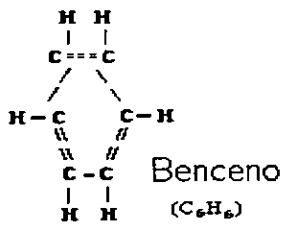
Naftenos.- Son también llamados cicloalcanos y están representados por la fórmula general C_nH_{2n} . Son hidrocarburos saturados con estructuras cíclicas que pueden contener una o más cadenas de parafinas laterales. Los compuestos nafténicos constituyen un alto porcentaje de la cantidad total de crudo y la proporción varía dependiendo del tipo de crudo que se trate. Los naftenos que forman parte del petróleo contienen anillos de cinco a seis carbonos.

FIGURA 2.2 NAFTENOS TÍPICOS



Aromáticos.- Los compuestos aromáticos son hidrocarburos no saturados que contienen uno o más anillos y pueden estar unidos a un anillo nafténico o una cadena parafínica lateral. La fórmula general para estos compuestos es C_nH_{2n-6} . El porcentaje de los compuestos aromáticos en el petróleo es menor que el de las parafinas o los naftenos. Para el mismo crudo la fracción más pesada es la más rica en aromáticos que las ligeras. Los compuestos aromáticos más comunes son: benceno, toluenos, xilenos, trimetilbencenos, naftalenos.

FIGURA 2.3 COMPUESTOS AROMÁTICOS TÍPICOS



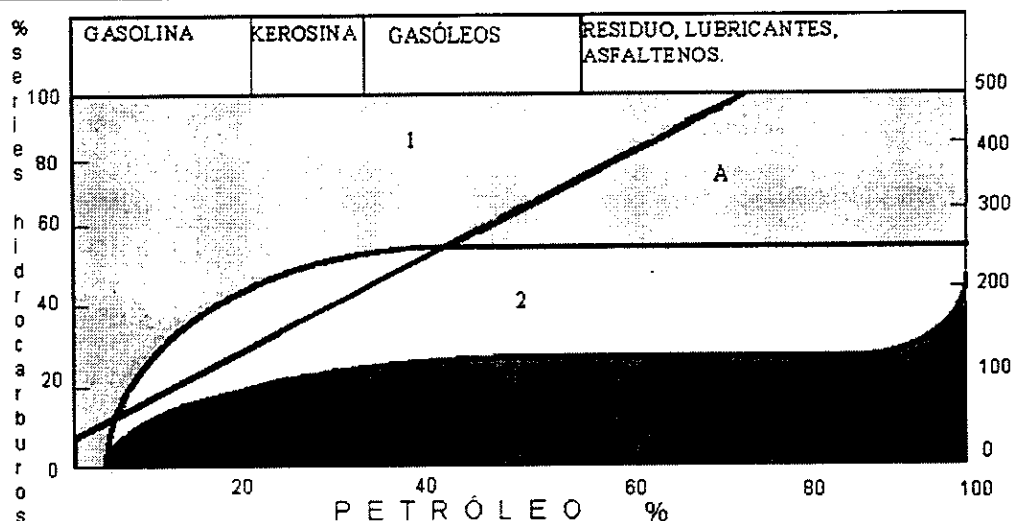


FIGURA 2.4 CONTENIDO PORCENTUAL DE CADA FAMILIA DE HIDROCARBUROS COMO FUNCIÓN DEL PORCENTAJE DE PETRÓLEO DESTILADO. 1. PARFINAS, 2. NAFTENOS, 3. AROMÁTICOS. A CURVA DE PUNTOS DE EBULLICIÓN.

⇒ Compuestos oxigenados

El contenido de oxígeno en el petróleo aumenta con el incremento en las temperaturas de ebullición de las fracciones. El residuo no volátil puede contener hasta 8% en peso de este elemento. Los principales compuestos encontrados son los ácidos nafténicos, ácidos carboxílicos, asfaltenos.

⇒ Compuestos de azufre

En general entre más alta sea la densidad del crudo más alto será el contenido de azufre. Los compuestos orgánicos de azufre se encuentran en todos los crudos en cantidad que pueden variar desde el 0.05% en peso hasta 5%. Los compuestos de azufre normalmente encontrados son: ácido sulfhídrico, tiofenos, alquil mercaptanos y azufre libre. Los compuestos de azufre se tienen que eliminar porque causan problemas de envenenamiento de catalizadores metálicos y su presencia en los combustibles crea problemas de corrosión y ambientales. Debido a la relación tan

estrecha que existe entre los compuestos de azufre y los hidrocarburos vecinos como son las presiones de vapor, los compuestos no pueden ser eliminados con procesos de destilación en la escala comercial.

⇒ Compuestos de Nitrógeno

Los compuestos de nitrógeno en el petróleo pueden ser clasificados arbitrariamente en básicos y no básicos. Los compuestos básicos son compuestos derivados de la piridina. A pesar de que se encuentran en todas fracciones obtenidas se encuentran concentrados principalmente en las fracciones con puntos de ebullición altos y en el residuo. Los compuestos no básicos de nitrógeno en el petróleo se encuentran concentrados en las fracciones más pesadas y en el residuo. La mayoría de los crudos contiene 0.1% en peso de nitrógeno o menos dependiendo del tipo de crudo que se trate. La presencia de nitrógeno en el petróleo es de gran relevancia para las operaciones en una refinería ya que pequeñas cantidades de éste hacen que el catalizador se envenene en los procesos de cracking y reformación catalíticos y causa que aumente la viscosidad en los productos tales como los combustibles.

⇒ Compuestos orgánicos clorados

Estos compuestos usualmente no son removidos del crudo como productos pero el efecto que tienen en las refinerías es muy grande debido a su poder corrosivo. Una considerable investigación se ha realizado en este campo para prevenir la corrosión del ácido clorhídrico que se genera durante el proceso debido a la presencia de estos compuestos clorados en el crudo.

⇒ Agua

Normalmente el petróleo contiene agua en diferentes cantidades. Se debe tener cuidado de eliminar toda el agua que contiene el crudo debido a que causa problemas con el aceite de destilación: el agua produce espuma la cual posee un calor de vaporización mayor que el de el crudo.

⇒ Componentes metálicos

Estos constituyentes se encuentran representados por sales inorgánicas solubles en agua, y algunos metales se encuentran en forma de sales solubles en aceite o compuestos organometálicos solubles en aceite. La remoción de estos compuestos se realiza mediante un proceso de extracción donde son removidos como parte de un extracto bituminoso llamado asfalteno.

En la industria los productos se encuentran restringidos a grupos de cualquiera de estos hidrocarburos separados únicamente por el intervalo de temperaturas de ebullición de los mismos. Usualmente los productos se denotan por los puntos de ebullición más que por los compuestos que contienen.

Tipos de crudo

Los crudos varían de acuerdo a las diferentes proporciones de los distintos compuestos descritos anteriormente. Un crudo puede contener mayormente parafinas, u otros naftenos, etc.. Los crudos normalmente se caracterizan en tres tipos dependiendo de la cantidad de ceras, altos pesos moleculares de compuestos parafínicos que se encuentran en estado sólido a temperatura ambiente y de asfaltenos presentes. El contenido de ceras indica el grado en el cual un crudo es parafínico, por el contrario la presencia de asfaltenos indica un crudo aromático.

⇒ Crudo asfáltico o nafténico

Este tipo de crudos tienen un bajo contenido de parafinas y el residuo está formado básicamente por asfaltenos (esencialmente aromáticos). Las concentraciones de azufre, nitrógeno y oxígeno son usualmente altas, y los destilados intermedios y ligeros contiene altos porcentajes de naftenos. Estos crudos son mejores para la producción de gasolinas y asfalto. No son adecuados para la producción de kerosina porque poseen un alto contenido de compuestos cíclicos los cuales producen niebla durante su combustión. Los naftenos y los compuestos aromáticos tienen una variación muy grande de su viscosidad con respecto a la temperatura, por esta razón estos crudos no se utilizan en la producción de aceites lubricantes.

⇒ Crudos parafínicos

Los crudos parafínicos consisten principalmente de parafinas; usualmente son utilizados en la producción de ceras parafínicas, aceites lubricantes multigrado para motores y kerosina de alta pureza .

⇒ Crudos mezcla

Los crudos mezcla contienen proporciones considerables de ceras parafínicas y asfaltenos. Las Parafinas y los naftenos se encuentran presentes, además de una proporción de aromáticos. Casi todos los productos pueden ser obtenidos de este tipo de crudos .

TABLA COMPARATIVA ENTRE UN CRUDO PARAFÍNICO Y UN NAFTÉNICO

TABLA 2. 1 COMPOSICIÓN DE LAS FRACCIONES DE LOS CRUDOS (%VOL.LIQ)

FRACCIÓN °C	CRUDO PARAFÍNICO			CRUDO NAFTÉNICO		
	A	N	P	A	N	P
60-95	2	24	74	2	35	63
95-122	5	29	66	6	50	44
122-150	9	34	57	11	66	23
150-200	14	28	58	15	63	22
200-250	18	23	59	24	48	28
250-300	17	22	61	28	42	30

A= aromáticos, N= naftenos, P= Parafinas

Los datos de propiedades físicas o químicas pueden indicar la calidad del crudo. Por ejemplo, la densidad es útil porque muestra la influencia de la composición química, altas concentraciones de hidrocarburos aromáticos presentan altas densidades mientras que un aumento en compuestos saturados da como resultado una disminución en el valor de la densidad.

Aunque teóricamente es posible producir cualquier tipo de producto refinado de cualquier crudo, económicamente no es factible de realizar. Como ya se mencionó anteriormente algunos crudos son mejores para obtener ciertos productos. Para satisfacer las demandas de todos los productos las refinerías mezclan dos crudos, cambiando la proporción de la mezcla para satisfacer una necesidad en particular.

Como se observa en la figura 2.5 la calidad de los crudos seguirá disminuyendo por lo que el contenido de pesados en éstos tendrá que ser procesado, para lo cual las Refinerías deberán realizar cambios en sus procesos, además de hacerlos más eficientes, esto último debido a la exigencia de un mercado cada vez más competitivo.

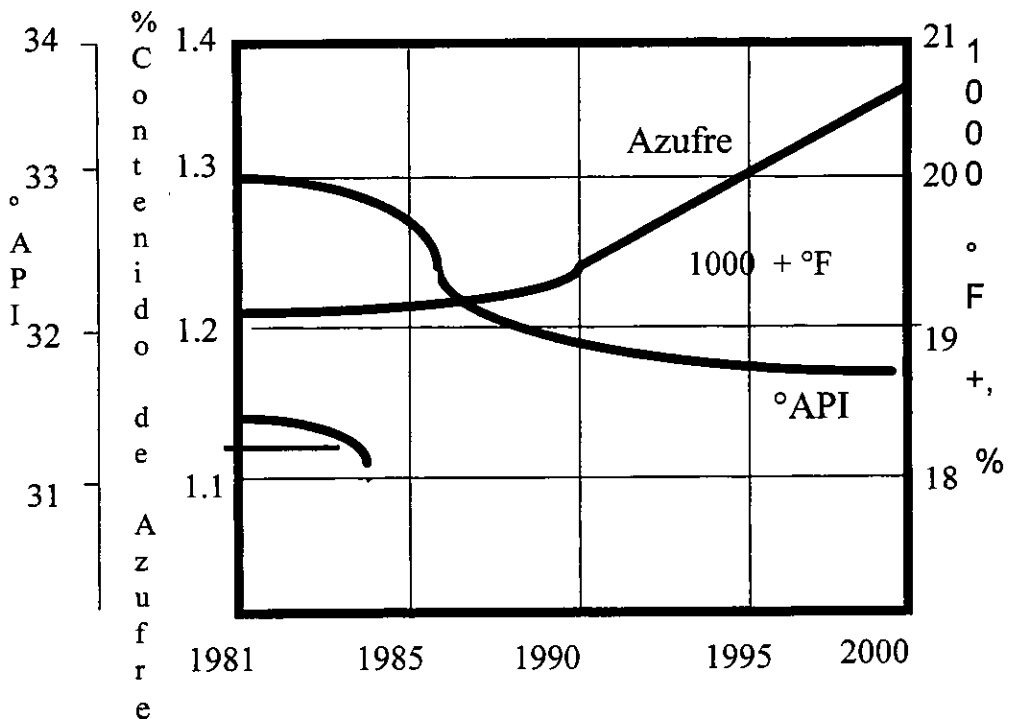


FIGURA 2.5 CALIDAD DE LOS CRUDOS EN EL MUNDO

En México se procesa principalmente con dos tipos crudo: Crudo Tipo Maya y Crudo Tipo Istmo. La diferencia entre estos dos tipos de crudo radica en los siguientes puntos:

TIPO DE ANÁLISIS	RESULTADO	RESULTADO
	CRUDO "MAYA"	CRUDO "ISTMO"
Peso específico @ 20/4° C	0.933	0.856
° API	19.71	33.24
Viscosidad @ 37.8 ° C, seg	4.8	52
Sal, Lb/MbIs	45.66	14.18
Azufre Total, %w	3.49	1.68
Carbón, %w	11.15	3.85
Cenizas, %w	0.52	0.0049
Asfaltenos en nC ₅	17.21	3.27
Acidez, mg KOH/g	0.34	0.41
Fierro, ppm	2.87	1.06
Vanadio, ppm	305	90.97
Níquel, ppm	76.08	8.43

DESTILACIÓN TÉCNICA. RENDIMIENTOS OBTENIDOS

PRODUCTO	RENDIMIENTO	RENDIMIENTO
	REAL CRUDO	REAL CRUDO
	"MAYA"	"ISTMO"
	%vol	%vol
Gas Licuado	0.4	0.4
Nafta Ligera Primaria	17	25
Kerosina Ligera Primaria	8	12
Kerosina Pesada Primaria	11	12
Gasóleo Ligero Primario	7	10
Gasóleo Pesado Primario	5	7

Como se observa de las tablas anteriores el crudo Istmo presenta una mejor calidad que el Maya debido a que contiene una menor cantidad de Hidrocarburos pesados y metales principalmente. Es por eso que en nuestro país existe la tendencia a exportar el crudo Istmo y aumentar el consumo del crudo Maya.

TABLA 2.2 COMPOSICIÓN ELEMENTAL DE DIFERENTES TIPOS DE CRUDO(%w)

Origen	Carbón	Hidrógeno	Nitrógeno	Oxígeno	Azufre
Rumania	86.6	12.1	0.7	0.7	0.6
Canadá	83.2	10.4	0.4	0.9	5.1
México	83.0	11.0	1.7	1.7	4.3
Estados Unidos	85.7	11.0	2.6	2.6	0.7
Argentina	86.7	12.1	1.0	1.0	0.2
Colombia	85.6	11.9	0.5		
Venezuela	82.5	10.4	0.6	0.8	5.7

Productos del crudo

En general los productos que se obtienen del crudo pueden ser clasificados de la siguiente forma:

1. *Productos volátiles (estos son los productos más ligeros)*

- Propano LP (gas licuado)
- Butano LP
- Naftas ligeras (C_5 s y nC_6)

2. *Destilados ligeros*

- Gasolinas
- Naftas Pesadas
- Kerosina

3. *Destilados intermedios*

- Diesel
- Combustoleo
- Gas oil

4. *Aceites Lubricantes*

- Motores
- Máquinas

5. *Ceras*

- Grado Farmacéutico
- Grado alimenticio

6. *Residuos*

- Asfalto
- Coque

Estos grupos de productos provenientes del proceso de destilación son tratados para cumplir con ciertas especificaciones. Estas especificaciones son el resultado de un compromiso entre las características deseables en el producto y la facilidad de obtenerlas mediante los procesos diseñados.

ENSAYOS

El ensayo de un crudo es la compilación de datos de laboratorio y plantas piloto que definen las propiedades de un crudo específico. Como datos mínimos un ensayo debe contener una curva de puntos normales de ebullición y una de peso específico. Sin embargo la mayoría de ellos presentan mayor información : contenido de azufre, viscosidad, punto de enturbiamiento, punto de solidificación..

A continuación se definen los diferentes tipos de ensayos que más se presentan en el petróleo.

- ⇒ Curva TBP. Esta es una gráfica donde se muestran los puntos de ebullición de los compuestos puros que constituyen el crudo. Estos datos se obtienen en el laboratorio utilizando para ello: un aparato de destilación tipo "batch" que contiene 100 platos o más y con un reflujo grande. Inicialmente la temperatura aumenta en pasos bien definidos, éstos representan a los componentes puros. Sin embargo conforme la temperatura aumenta el número de compuestos que presentan puntos de ebullición cercanos también lo hace, es por ello que los pasos disminuyen hasta que se convierten en una curva. Normalmente las destilaciones TBP se obtienen para un crudo y no para una fracción del mismo.
- ⇒ Destilación ASTM. Este procedimiento fue desarrollado por la Sociedad Americana para Prueba de Materiales (ASTM). Esta destilación se realiza con un simple aparato diseñado para destilar una muestra del líquido y condensar los vapores generados. Las temperaturas de los vapores se registran como las temperaturas de destilación y se traza la gráfica temperatura contra el porcentaje de destilado recuperado. Debido a que sólo se utiliza una etapa y no existe reflujo, la separación de los componentes es pobre y lo que se destilan son mezclas. El punto inicial es más alto que para la TBP inicial y el punto final es menor que éste último. La destilación ASTM se utiliza para medir la calidad de los productos resultantes de la refinación.
- ⇒ Vaporización flash en equilibrio (EFV). Cuando la mezcla se calienta sin la separación del vapor del líquido remanente. La curva EFV de un crudo se determina en el laboratorio utilizando un aparato que confina al mismo tiempo el líquido y el vapor hasta que se alcanza el grado de vaporización requerido. Entonces se traza una gráfica de porcentaje de vaporización contra la temperatura en diversas corridas para dar una curva EFV. La separación es pobre en comparación con la destilación ASTM, el punto inicial de la destilación EFV es más alto que la ASTM pero el final es menor. Existen correlaciones empíricas que convierten TBP, ASTM y EFV.
- ⇒ Presión de Vapor de Reid (RVP). Es una prueba de laboratorio para determinar la presión de vapor de una gasolina a 100 °F. La presión de vapor real es del 5-9% más alta que la obtenida mediante esta prueba.
- ⇒ Puntos de Enturbiamiento y Solidificación. La prueba consiste en bajar las temperatura del crudo bajo condiciones controladas. La temperatura a la cual el crudo se enturbia se considera como el punto enturbiamiento mientras que la temperatura a la cual el petróleo solidifica se considera punto de solidificación.
- ⇒ Temperaturas de corte. Un punto de corte se define como la temperatura dentro de la curva TBP que representa los límites de la fracción a ser producida. Un intervalo

de temperaturas de ebullición se encuentra entre dos puntos o temperaturas de corte.

⇒ Punto Final. Una temperatura de corte es una temperatura ideal, se usa para predecir un intervalo de temperatura para una fracción. Cuando esa fracción se produce comercialmente, su temperatura final en la curva TBP será considerablemente más alta que su temperatura de corte. Esto se debe a que el proceso no puede separar perfectamente los componentes de una fracción con respecto a los de la fracción adyacente. Esta temperatura final se conoce con el nombre de punto final o temperatura real.

DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

El petróleo crudo prácticamente nunca es utilizado en el estado natural de su extracción: debe ser procesado en una refinería para transformarlo en la infinidad de productos que utilizamos en nuestra vida cotidiana.

Para lo anterior el crudo se alimenta a un tren de precalentamiento para intercambiar calor con los productos, corrientes de extracción de calor de la torre de destilación y, en algunos arreglos con corrientes calientes de vacío (plantas combinadas). En un punto intermedio del tren si el contenido de sales en un crudo es mayor de 10lb/ 1000 bbl, el crudo requiere desalado para minimizar el incrustamiento y la corrosión causada por la sal en las superficies de calor y los ácidos formados por la descomposición de las sales de cloro.

El desalado se lleva a cabo con la emulsificación del crudo con agua a temperaturas cercanas a 250 °F y una presión suficiente para prevenir la vaporización tanto del agua como de los hidrocarburos. Las sales se disuelven en el agua y posteriormente se rompe la emulsión entre el agua y el crudo mediante la adición de químicos o por un campo eléctrico que se aplica al tanque para realizar la coalescencia, el potencial eléctrico que se aplica se encuentra entre los 16000 a 35,000 volts.

Las sales que contienen el crudo se reducen normalmente al 10% o menos en un sólo paso. Se pueden adicionar un mayor número de etapas para reducir el contenido de sales por si el desalado realizado en una sola etapa resulta inadecuado. La temperatura recomendada para el desalado varía entre 110 °C y 135 ° C, esta temperatura determina su localización a lo largo del tren de precalentamiento.

Después del precalentamiento, el crudo puede enviarse a una torre despuntadora, para obtener gas combustible como destilado vapor y nafta ligera como destilado líquido. La

finalidad principal de este sistema es reducir la carga a la columna de destilación atmosférica, su incorporación al proceso es opcional. El crudo despuntado o únicamente precalentado se alimenta a un calentador a fuego directo, para que alcance el nivel de temperatura y la vaporización requerida para el fraccionamiento. La temperatura de salida del horno debe ser suficientemente alta (650 ° F a 750 ° F) debido a que se deben vaporizar todos los productos que se encuentran por arriba de la sección flash más 20 % de los productos de fondos . Este 20% llamado overflash permite que algunas fracciones se localicen arriba de la sección flash para proveer de un reflujo interno en exceso en las zonas donde existen salidas laterales.

Aunque la mayoría de las torres no utiliza rehervidor debido a que el calor suministrado en el horno eleva la temperatura del crudo a la temperatura máxima permitida, una gran cantidad de platos se incorporan a la sección debajo de la zona flash, y se introduce vapor de agua en el fondo de la torre, éste último con el fin de limpiar cualquier traza de gas que permanezca en el líquido en la zona flash y para producir puntos flash en los fondos, además de reducir la presión parcial de los hidrocarburos.

La torre de fraccionamiento está constituida por innumerables platos perfectamente colocados horizontalmente en toda su extensión, La torre atmosférica normalmente contiene de 30 a 50 platos, de 5 a 8 etapas son necesarias para cada salida lateral más el mismo número de platos arriba y abajo del plato de alimentación. Para una torre que contenga 4 salidas laterales se requerirá de 30 a 42 platos, los cuales a medida que se distancian de la parte inferior de la torre, van disminuyendo su temperatura de ebullición. Además la torre cuenta con zonas de rectificación y de agotamiento.

La zona de rectificación está formada por varias secciones, de las que se extraen los siguientes productos: gas y nafta que se obtienen como productos de domos, turbosina, kerosina, diesel y gasóleo pesado que se obtienen como productos laterales, contando los tres primeros, con columnas de agotamiento de vapor de agua o con rehervidor, para obtener las especificaciones requeridas. Por otro lado, la torre cuenta con dos o tres recirculaciones líquidas para la extracción de calor, que permiten reducir el perfil de flujo de vapor en la torre y aprovechar el calor para el precalentamiento de la carga; existe una recirculación parcial al fondo de la torre con el propósito de mantener una temperatura límite en el residuo, la condensación de vapores de domos puede efectuarse en una sola etapa con agua de enfriamiento o en dos etapas, aprovechándose en este caso un intercambio de calor con la carga en el primer condensador.

El condensador superior de la torre condensará pentanos y fracciones más pesadas del vapor que salen por los domos de la torre, una porción de esta gasolina ligera contiene propanos, butanos, y compuestos de más alto punto de ebullición es

regresada a la torre principal, el resto es mandado a la sección de estabilización donde los propanos y butanos son separados de los pentanos.

En la zona de agotamiento, el residuo se agota con vapor de agua y se envía a enfriamiento en los rehedidores de los agotadores laterales y en el tren de precalentamiento. La turbosina, kerosina y el gasóleo pesado, después del intercambio en el tren, se enfrían con agua o aire.

Dado que cada hidrocarburo tiene su punto de ebullición, es prácticamente imposible separar uno por uno, sin embargo podemos agruparlos en fracciones con intervalos y características similares.

Del proceso antes mencionado se obtiene en forma gaseosa: metano, etano, propano, butano, pentanos y parte de los hexanos u otros compuestos de tipo aromático o nafténico, pero de peso molecular similar.

Por extracciones laterales de la columna de fraccionamiento, se extraen hidrocarburos de mayor peso molecular tales como naftas pesadas (con temperatura de ebullición a presión atmosférica abajo de 200 °C y densidad API de 40 ° o más ligeras), kerosenos (con temperatura de ebullición entre los 200-275 ° C y densidades API de 40 ° o más ligeras) que por su peso molecular y presión de vapor servirán para la obtención de combustibles para la aviación, y gasóleos (densidades API mayores de 40 °)

Por el fondo de la torre se obtiene aquella parte que no ha sido posible vaporizar hasta la temperatura de 360 ° C.

Esta parte más viscosa y de mayor peso molecular que no se ha destilado, es lo que se llama en el argot refinero, residuo atmosférico y es la materia prima para la obtención de los fuel-oil, aceites lubricantes, parafinas y asfaltos, que una vez que se obtengan será necesario purificarlos quitándoles principalmente los compuestos contaminantes que alteran sus propiedades.

Esto último se consigue mediante tratamiento con productos químicos (sosa, etc.) , o por tratamiento con hidrógeno formando H_2S , que en forma gaseosa se separa del hidrocarburo. Estos procesos se designan con el nombre de desulfuración.

Las naftas por ejemplo, para convertirlos en gasolinas es necesario tratarlas mediante procedimientos de reformación catalíticas que mejoran su índice de octano.

Los distintos procesos y tratamientos permiten adecuar los productos que se obtienen en una refinería a la exigencia y demanda del mercado de combustibles.

En promedio, los porcentajes de productos obtenidos de 1 metro cúbico de petróleo son:

TABLA 2.3 LOS PORCENTAJES DE PRODUCTOS OBTENIDOS DE 1 METRO CÚBICO DE PETRÓLEO

PRODUCTOS	PORCENTAJES (%)
GASOLINA	39
DIESEL	31
GLP	8
ACEITE COMBUSTIBLE	5
LUBRICANTES, GASES Y OTROS	17

Tipos de columnas de destilación atmosférica

- ⇒ Tipo U. Es un tipo de columna que sólo remueve el calor en el domo y el nivel de temperatura es tan bajo que la recuperación de calor no se lleva a cabo. El tráfico de vapor y el de líquido aumenta demasiado desde el fondo hasta el domo, lo cual aumenta el diámetro de la torre notablemente.
 - ⇒ Tipo A. Se añaden bombas de calor, y cuenta con una salida de líquido un plato arriba de la última salida de producto y se regresa a una sección de la torre más arriba, pero debajo de la primera salida. Estabiliza tanto el flujo de vapor como el de líquido además de reducir el tráfico de vapor y líquido a lo largo de la columna. La desventaja de este tipo de torre es que de los tres platos que se utilizan para la transferencia de calor sólo uno se utiliza para la transferencia de masa. Esto se debe a que desde el punto de vista del equilibrio la bomba de calor no se emplea en la zona de equilibrio.
 - ⇒ Tipo R. Este sistema tiene una sección de rectificación. Este tipo de torres tiene la ventaja que todos los líquidos en la torre se encuentran en equilibrio con los reflujos líquidos, todos los platos son igualmente eficientes para la transferencia de masa. Un tráfico uniforme de líquido y vapor ocurre a lo largo de la torre.
1. Un incremento en la temperatura de la zona flash incrementará las temperatura de los platos abajo de ésta.
 2. Un incremento en el overflash disminuirá la temperatura de la segunda salida y todas las que se encuentran arriba de ésta.

3. Un incremento en el flujo del vapor de agotamiento disminuirá la temperatura de las salidas debido a que se reducirá la presión parcial de los hidrocarburos .

4. El uso de vapor de agotamiento en todos los agotadores disminuirá todas las temperaturas de salida del segundo agotador y todas las que se encuentran arriba de ésta.

Al aumentar la pureza en un producto el número de platos aumenta mientras que el reflujo varía muy poco.

El número de platos y el reflujo aumentan conforme la volatilidad decrece.

Se debe operar el tanque de separación de reflujo a la presión más alta posible, para condensar todos los vapores, la presión máxima está determinada por la temperatura de entrada a la zona flash o la temperatura de salida del horno.

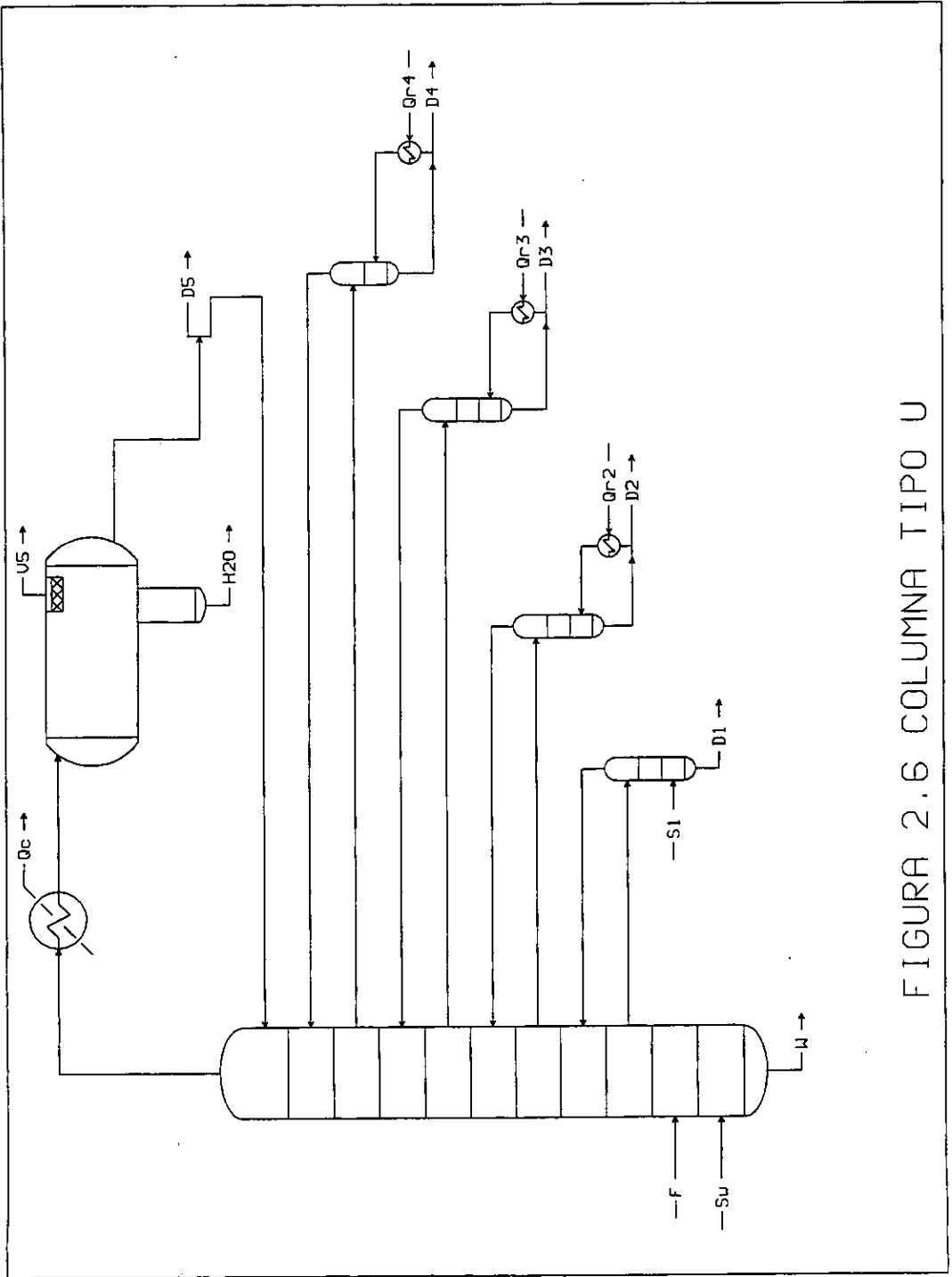


FIGURA 2.6 COLUMNA TIPO U

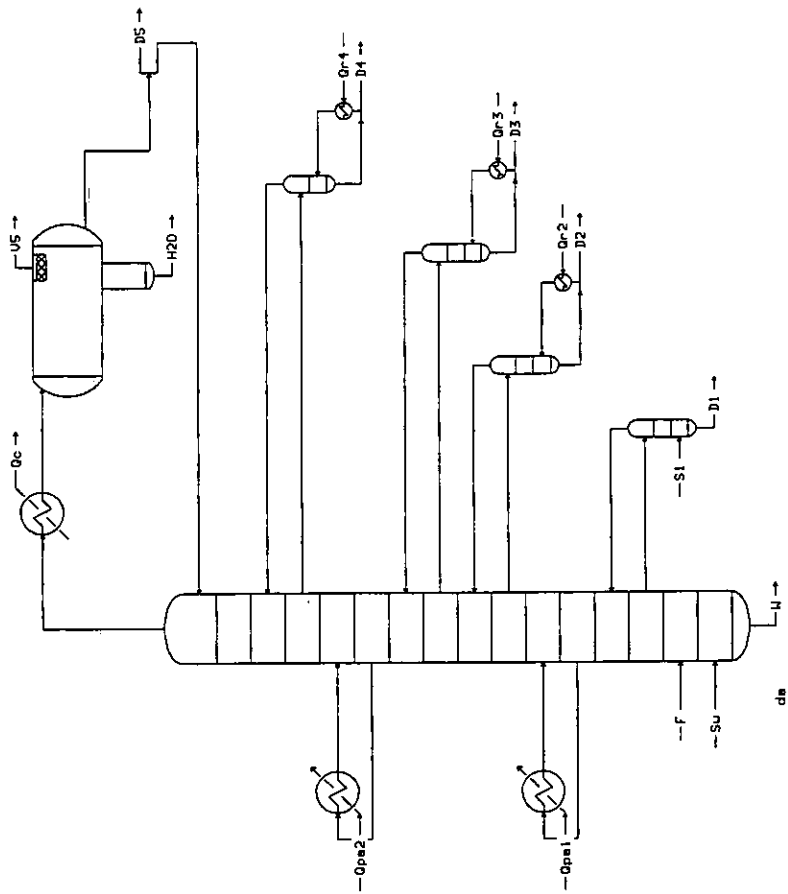


FIGURA 2.7 COLUMNA TIPO A

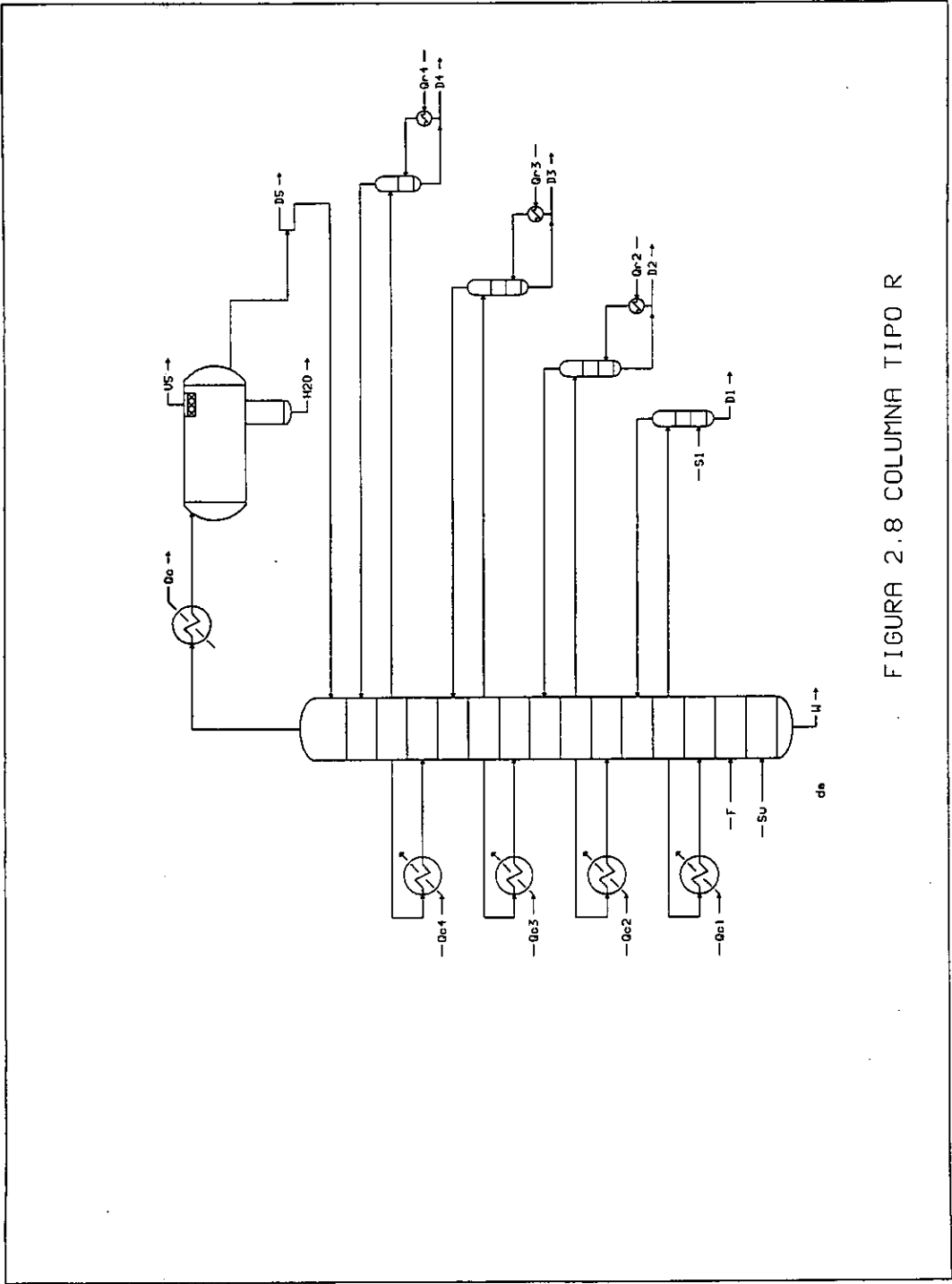


FIGURA 2.8 COLUMNA TIPO R

DESTILACIÓN AL VACÍO

La temperatura de salida del horno para que las fracciones pesadas del crudo se separen en la torre de destilación atmosférica sería tan alta que ocurriría la descomposición térmica, esto trae como consecuencia la pérdida de productos. Estos productos se tienen que destilar al vacío porque la temperatura de ebullición decrece con presiones bajas.

La temperatura de ebullición se reduce por algunas de las siguientes razones:

1. La volatilidad relativa entre los componentes generalmente aumenta conforme la temperatura de ebullición disminuye. Esta alta volatilidad promueve que la separación sea más fácil, lo cual disminuye el número de etapas teóricas necesarias para la separación. Si el número de platos permanece constante se puede reducir el reflujo, si el número de etapas y el reflujo permanece constantes la pureza aumenta.
2. Son deseables bajas temperaturas de destilación cuando se manejan productos con alta sensibilidad térmica. Mientras menores temperaturas se tengan en el fondo se retardarán reacciones indeseables como: descomposición de productos, polimerización, decoloración.
3. Las separaciones difíciles de componentes con bajas presiones de vapor o componentes que se degradan a temperaturas cercanas a su temperatura de ebullición.
4. Temperaturas menores en la torre también permiten el uso de fuentes de energía menores: vapor de baja.

Esta destilación se lleva a cabo con presiones en la zona flash entre 25 a 40 mmHg absolutos. Para mejorar la vaporización, la presión efectiva debe ser más baja (10 mmHg o menor) por la adición de vapor tanto en el horno como en el fondo de la torre de vacío.

La temperatura de salida del horno es función del intervalo de temperatura de ebullición de la alimentación y de la fracción vaporizada, así como de las características del crudo en la alimentación. El intervalo de temperaturas se encuentra entre 730 a 850 ° F.

La presión efectiva (la presión total - presión parcial del vapor) en la zona flash determina la fracción de vaporización de la alimentación para una temperatura de salida del horno dada, entonces el diseño de la torre debe ser tal que minimize la caída de presión entre el vacío inducido y la zona de flash. Unos cuantos milímetros de caída de presión ahorra mucho dinero.

La bajas presiones aumentan significativamente el volumen de vapor por barril vaporizado, como resultado la torre de vacío tiene un diámetro mayor que la atmosférica, torres con diámetros mayores de 40 ft.

La presión de vacío deseada se mantiene con el uso de eyectores. El número y tamaño de los mismos está determinado por el vacío necesario y la cantidad de vapor a manejar. Para una presión de 25 mmHg en la zona flash, 3 etapas de eyectores son utilizadas. En la primera etapa se condensa el vapor y se comprimen los gases incondensables, mientras que en la segunda y tercera se remueven los gases incondensables de los condensadores. El vacío producido se encuentra limitado a la presión de vapor del agua utilizada en los condensadores. Si se alimenta agua fría a los condensadores se puede tener una presión absoluta más baja en la torre de vacío.

El residuo atmosférico puede ser destilado para producir aceites lubricantes o utilizarse como alimentación a otras unidades.

El proceso es muy similar al atmosférico. La alimentación intercambia calor con los productos calientes y las corrientes de las bombas de calor antes de vaporizarse en el horno. Después de que los vapores destilados son condensados en la torre de destilación al vacío por transferencia tanto de calor como de masa, con las corrientes de reflujo que van bajando de la torre, los productos son obtenidos de la sección adecuada y bombeados a almacenamiento.

Cuando ni el residuo de la torre ni las corrientes de productos de la columna son corrientes agotadas se llama destilación seca de vacío. El vacío es producido por los eyectores de vapor que succionan el vapor del domo de la torre, esto hace que se remuevan los inertes y otros vapores que puedan existir, logrando vacío cerca de 5 mmHg absolutos.

Torres modernas de destilación al vacío pueden operar entre 3 y 5 mmHg en el domo de la torre y 25 a 30 mmHg en la zona flash. En este tipo de torres no se usa vapor para agotamiento. El crudo por supuesto puede descomponerse si el punto de corte es muy alto o la temperatura de flash es demasiado alta.

Como ya se estableció anteriormente se desea tener el mayor vacío posible con la menor caída de presión a lo largo de la torre, para evitar la descomposición del crudo.

Antes de 1960 la mayor parte de las columnas de vacío se diseñaban con platos con la idea de proporcionar la menor caída de presión posible. A principios de 1960 Glitch desarrolla un empaque el cual proporcionaba una caída de presión muy pequeña y una alta eficiencia, con el diseño de empaques la temperatura de la zona flash disminuyó

debido a que ahora es posible utilizar vapor de agotamiento en el fondo de la torre, el problema es que el uso de éste aumenta considerablemente la carga de vapor en la torre bajo condiciones de vacío, esto tiene como consecuencia un aumento en la caída de presión. Con los nuevos empaques y alta eficiencia en los eyectores se puede eliminar el uso de vapor. Con los nuevos diseños las torres ahora son "secas" con condiciones de presión bajísimas: 3 mmHg en el domo y 28 mmHg en la zona flash.

La temperatura del fondo de la columna de vacío es prácticamente la misma de la sección de flash. Podrá existir una diferencia de 2 a 3 ° debido a la corriente overflash que regresa de las secciones de lavado, es muy común que esta última corriente (overflash) se extraiga debajo de la sección de lavado y se mande a mezclado con el residuo de la torre, en este caso el residuo sin apagar tendrá la temperatura de flash.

En el pasado se utilizaba vapor de agotamiento para disminuir la presión parcial de los componentes de alimentación. Este tipo de destilación presenta los siguientes inconvenientes:

1. Es muy costoso debido a que se requieren muchas moles de vapor por mol de alimentación vaporizada.
2. Su presencia promueve corrosión en la torre.
3. El vapor condensado tiene que pasar por un tratamiento con agua antes de desecharse al medio o reutilizarse.

El flujo de vapor y de líquido es menor para una torre de vacío que para una atmosférica.

La caída de presión es mayor en torres con platos debido a que el vapor tiene que pasar por un orificio además de burbujear en el líquido que se encuentra en el plato, en una torre empacada sólo se debe vencer la resistencia generada por los empaques.

Empacando una columna la caída de presión disminuye en un 80%, la reducción de presión trae consigo una menor temperatura en el fondo. Con menor caída de presión se aumenta la presión en el domo esto permite el uso de un condensador enfriado por aire en lugar de uno enfriado por agua, además de que se reducen los costos del sistema de vacío.

Como ya se mencionó con anterioridad algunos de los productos van a otras unidades por ejemplo: los gasaóleos van a la unidad de FCC: éstos deben estar limpios y con una buena separación entre los destilados y el residuo. Además deben tener la mínima cantidad de Carbón Conradson para evitar la depositación de coque, vanadio y níquel, porque son venenos para el catalizador utilizado en esta unidad.

Para aquellos productos que se encuentran como materia prima en las unidades hidrotratadoras es importante que se encuentren lo más limpias posibles de carbón y asfaltenos, si no lo están el catalizador se envenenará y la regeneración tendrá que ser más frecuente.

Las torres de vacío se diseñan bajo varios criterios: maximizar la producción de gasóleo, la de asfalteno (pinch).

Las torres de vacío que se diseñan bajo el criterio pinch deben cumplir con las siguientes características: menor presión de operación y la más alta temperatura posible en la zona flash.

Las torres de vacío de este tipo tienen bombas de regreso (pumpback) donde el líquido se enfría y es regresado a la torre principal para promover la separación entre los dos destilados ligeros de vacío, la ventaja de usar este sistema radica en que todas las etapas son etapas de separación, todos los líquidos promueven el equilibrio mientras que una bomba de calor no ocurre esto. Por eso es que una torre que tiene una bomba de calor tiene más platos que una torre que presenta pumpback.

En las torres diseñadas para la producción de combustibles no se requiere que los productos cumplan con cierto grado de fraccionamiento entre los cortes. En este sistema si sólo se utiliza el reflujo de la bomba de calor, el líquido en la torre se puede agotar, por lo que se debe utilizar una corriente de lavado, los valores mínimos de esta corriente son 0.2 galones por minuto por pie cuadrado.

Consideraciones económicas en el diseño de Torres de Vacío

1. Una baja presión parcial de los hidrocarburos en la zona flash, aumentan la vaporización y así la producción de destilado.
2. Al disminuir la presión total del sistema disminuye la cantidad de vapor requerido para llevar a cabo la vaporización. Si la presión del sistema es lo más baja posible, se puede diseñar y operar torres de vacío en las cuales no se requiera ninguna alimentación de vapor de agua para disminuir la presión de los hidrocarburos, a este tipo de columnas se les conoce como "tipo secas" . Si se llega a utilizar vapor se inyecta en dos puntos: parte se inyecta en la alimentación cuando todavía se encuentra en el horno, antes del punto donde comienza a vaporizar, la otra parte se inyecta en la sección flash.
3. El aumento de presión en el sistema aumenta la cantidad de vapor y también el área transversal de la torre.
4. La disminución de la presión en el sistema aumenta los requerimientos de vapor para los eyectores.

Por lo tanto la presión óptima será aquella que minimice el consumo de vapor total.

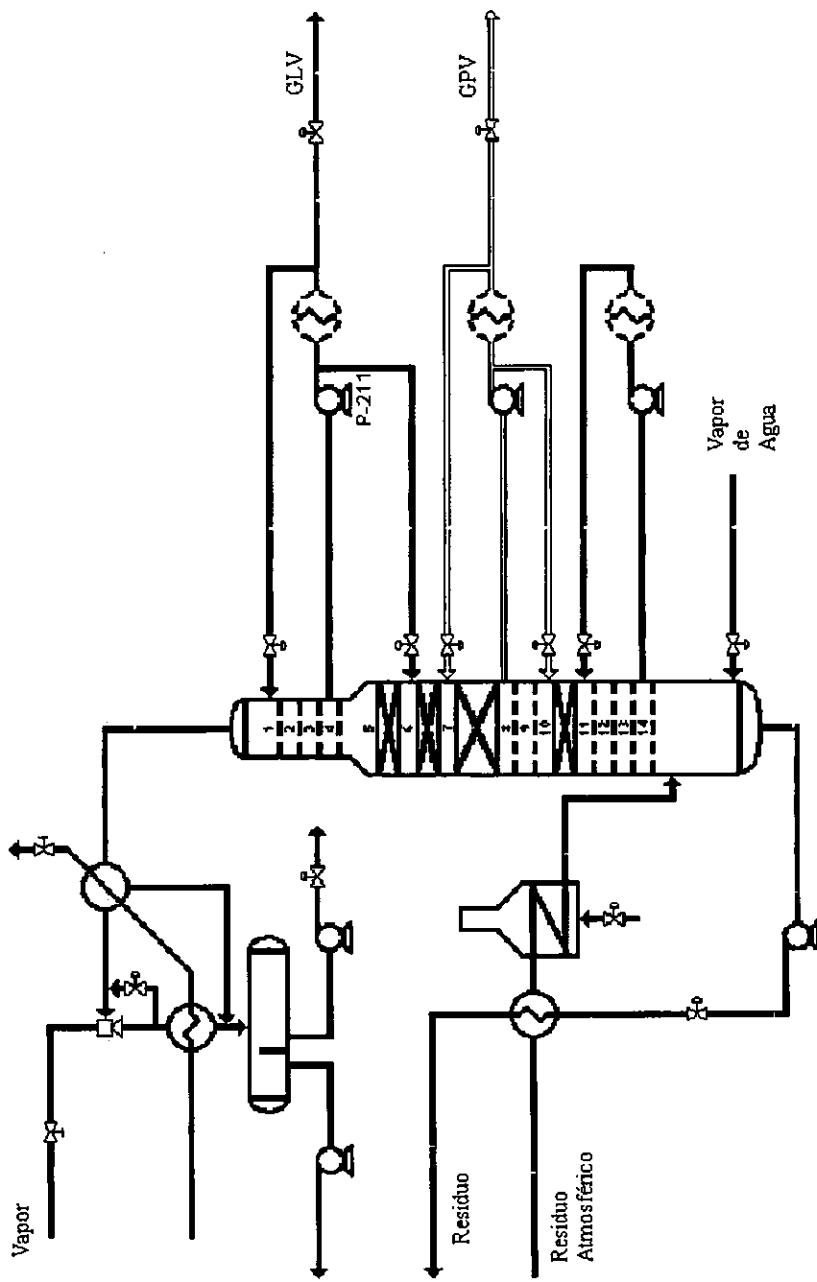


FIGURA 2.9 TORRE DE DESTILACIÓN AL VACÍO HÚMEDA

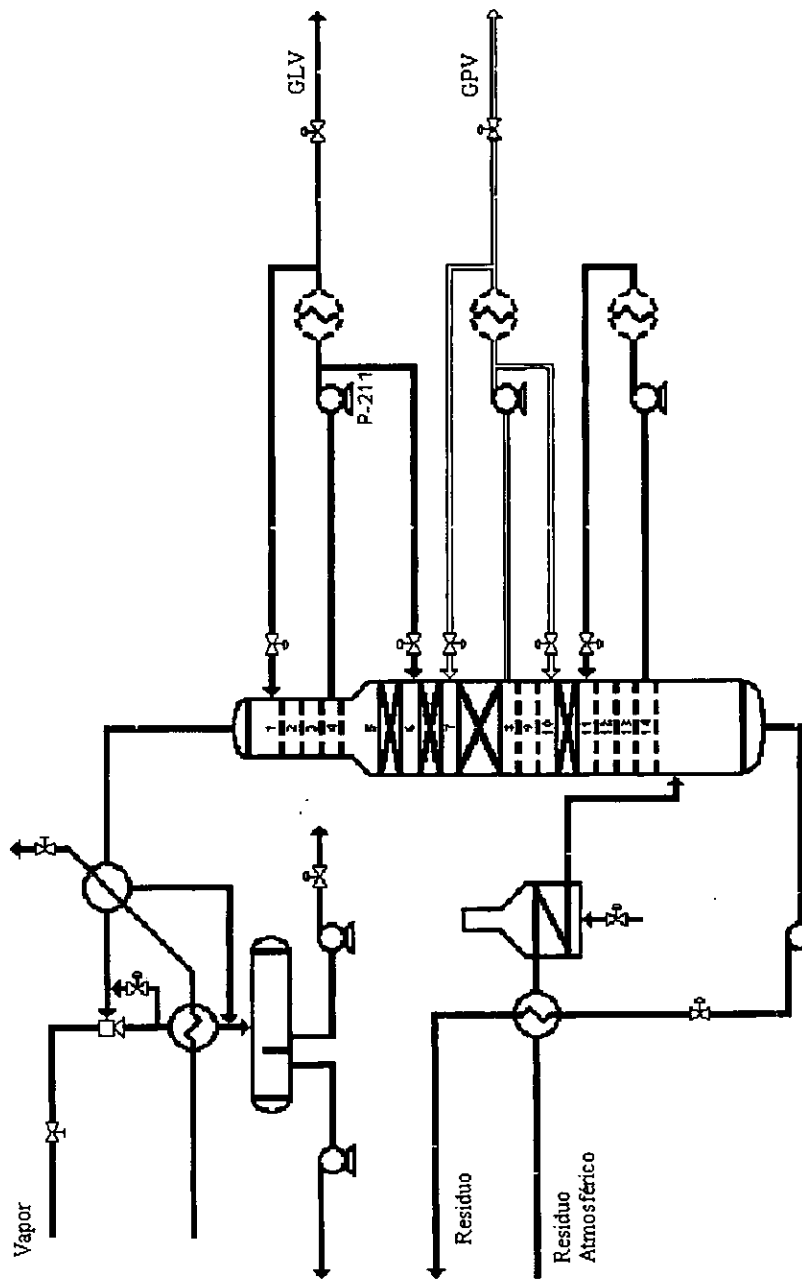


FIGURA 2.10 TORRE DE DESTILACIÓN AL VACÍO SECCA

REFINERÍA "MIGUEL HIDALGO" DE TULA HIDALGO.

La refinería fue inaugurada el 18 de marzo de 1976. Está localizada en Tula Allende Hgo. A 82 km. al norte del área metropolitana de la Ciudad de México y tiene una extensión total de 700 hectáreas. Su influencia económica incluye 12 municipios del Estado de Hidalgo y 8 del estado de México.

Tiene un capacidad nominal de proceso de 315 000 BPD de petróleo crudo tipo *Cretácico* y tipo *Maya*. Su función es obtener productos comerciales de gran demanda como son: Gas Licuado, propileno, butano-butileno, isobutano, isopentano, gasolvente, gas nafta, hexano, gasolinas Premium y Magna sin, diáfano, diesel sin, combustóleo y azufre.

La Refinería cuenta actualmente con las siguientes instalaciones: Plantas de proceso, plantas de protección ambiental, plantas de servicios auxiliares, almacenamiento y distribución de productos, seguridad industrial, control de calidad, mantenimiento y construcción control de materiales y refacciones, sistemas de comunicación, asistencia social y diversos departamentos de apoyo.

Plantas de Proceso

Para la elaboración de los productos, la Refinería cuenta actualmente con las siguientes plantas de proceso (ver figura 2.11)

- 1) Planta de Destilación Combinada I con capacidad nominal de proceso 150000 BDP de aceite crudo *Istmo* o tipo *Maya*.
- 2) Planta de Destilación Atmosférica II con capacidad nominal de proceso de 165000 BPD de aceite crudo tipo *Cretácico* y tipo *Marino*.
- 3) Planta de Destilación al Vacío II con capacidad nominal de proceso de 90000 BDP de residuo primario.
- 4) Planta Reductora de Viscosidad con capacidad nominal de proceso de 41000 BPD de residuo al vacío.
- 5) Dos plantas Estabilizadoras de Gasolina cada una con capacidad nominal de proceso de 30000 BPD de gasolina de despunte.
- 6) Dos plantas de tratamiento Caústico de Gasolina cada una con capacidad nominal de proceso de 49500 BPD de gasolina estabilizada.
- 7) Dos plantas de Desintegración Catalítica cada una con una capacidad nominal de proceso de 40000 BPD de gasóleos de vacío y gasóleo pesado primario.

- 8) Dos plantas Hidrodesulfuradoras de Gasolina cada una con una capacidad nominal de proceso de 36500 BPD de gasolina estabilizada.
- 9) Cuatro Plantas Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios cada una con una capacidad nominal de 25000 BPD de gasóleo ligero primario, kerosina amarga o turbosina amarga.
- 10) Dos Plantas reformadoras de Gasolina (una de ellas con regeneración continua de catalizador), cada una con una capacidad nominal de 30000 BDP de gasolina desulfurada.
- 11) Dos Plantas Tratadoras y Fraccionadoras de Hidrocarburos Ligeros y Pesados cada una de ellas con las siguientes capacidades nominales de proceso: 261 621 m³/D de gas y 2594 BPD de hidrocarburos líquidos en la Sección de Tratamiento y 12152 BPD de hidrocarburos líquidos en la Sección de Fraccionamiento.

Plantas de Protección Ambiental

En cumplimiento a las disposiciones legales sobre protección al medio ambiente, la Refinería cuenta con las siguientes instalaciones de protección ambiental las cuáles, permiten el tratamiento simultáneo de las emisiones y de los efluentes contaminantes con el objeto de minimizarlos:

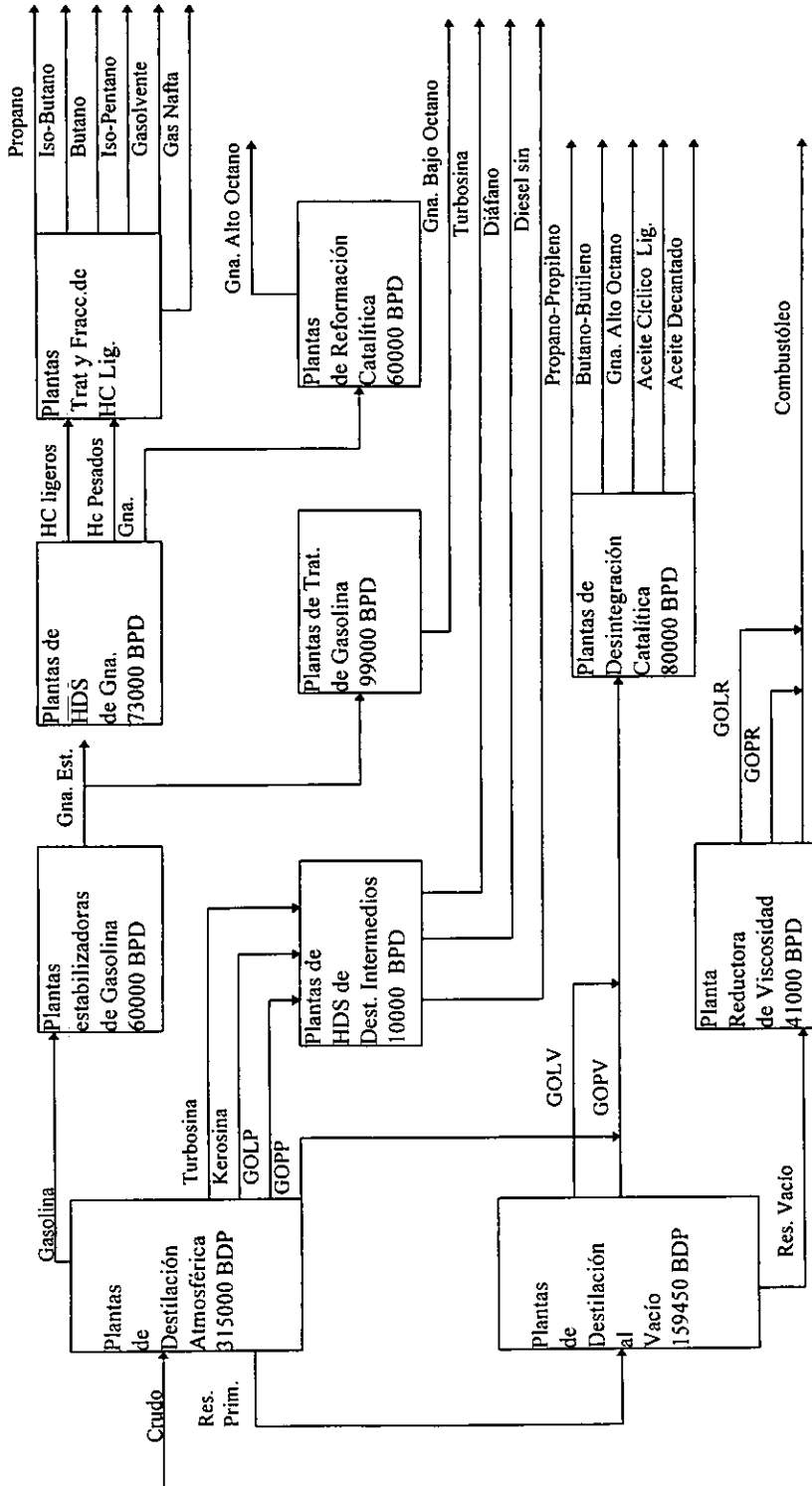
- 1) Dos Plantas de Azufre (con dos trenes de intercambio cada una) cada una con una capacidad nominal de producción de 160000 Ton/D de azufre líquido.
- 2) Tres Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales con capacidades nominales de proceso de 546, 11991 y 13450 BDP de aguas amargas, cada una de ellas.
- 3) Planta carbonadora de Sosa con una capacidad nominal de 21000Bls/mes de sosas gastadas.
- 4) Sistema de Tratamiento de Efluentes con una capacidad nominal de proceso de 39000 m³/D de aguas efluentes.
- 5) Cuatro Quemadores (uno elevado y tres de fosa) con capacidades nominales de 57272, 295327, 537180 y 1308042 kg/hr de H₂S e hidrocarburos gaseosos para el quemador elevado y los quemadores de fosa, respectivamente.

Plantas de Servicios Auxiliares

Los Servicios Auxiliares con que cuenta la Refinería son los siguientes:

- 1) Planta de Pretratamiento de Agua con una capacidad nominal de proceso de 500 m³/hr de agua cruda de pozo.
- 2) Dos Plantas Desmineralizadoras de Agua con capacidades nominales de proceso de 341 m³/hr y 525 m³/hr de agua pretratada cada una de ellas.
- 3) Cinco Calderas con capacidades nominales de producción de 200 Ton/hr de Vapor de 60 kg/cm² de presión cada una de ellas.
- 4) Calderetas con capacidad nominal total de producción de 63.8 Ton/hr de Vapor de 18 kg/cm² de presión.
- 5) Calderetas con capacidad nominal total de producción de 8 Ton/hr de Vapor de 3.5 kg/cm² de presión.
- 6) Tres Turbogeneradores con capacidades nominales de Generación de 25, 25, y 32 MW/hr de energía eléctrica cada uno de ellos, respectivamente.
- 7) Cinco Compresores de Aire con capacidad nominal total de proceso de 56.7 m³/min de aire seco.

FIGURA 2.11 REFINERÍA DE TULA, HGO. : DISTRIBUCIÓN DE PLANTAS DE PROCESO



CAPÍTULO

3

PLANTA DE DESTILACIÓN COMBINADA 1

La planta de Destilación Combinada I tiene una capacidad de procesamiento de 150,000 BPD de aceite crudo tipo *Istmo* o tipo *Poza Rica*. Consta básicamente de dos secciones: Sección de Destilación Atmosférica y Sección de Destilación al Vacío.

La función de la Sección Atmosférica es separar por medio de destilación, los productos primarios del crudo tales como: gasolina, turbosina, kerosina, gasóleo ligero primario, gasóleo pesado primario y residuo primario. Estos productos pueden enviarse a tanques de almacenamiento y/o a otras plantas para continuar su procesamiento.

La Sección de Destilación al Vacío procesa el residuo primario proveniente de la Sección Atmosférica para obtener gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y residuo de vacío. Los dos primeros junto con el gasóleo pesado primario, se envían como carga a la Planta de Desintegración Catalítica y el residuo de vacío se envía como carga a la Planta Reductora de Viscosidad.

El diseño de la planta fue realizado con un aceite crudo de alimentación y tiene las siguientes características:

	Istmo	Poza Rica
°API, 20/4°C	32.04	30.40
Factor de caracterización	11.90	11.90
Peso Molecular	204	218
Viscosidad a 37.8 °C cs	10.10	12.50
Viscosidad a 99 ° C cs	4.3	3.18
Destilación ASTM		
TIE, °C	67.22	73.88
10% °C	114.44	132.22
30% °C	211.66	235.55
50% °C	297.77	333.88
70% °C	446.11	472.77
90% °C	487.22	—

El aceite crudo de alimentación proveniente de límites de batería, es bombeado a través de dos trenes de intercambio de calor para elevar su temperatura desde 20°C hasta 238 °C. El precalentamiento del aceite crudo se lleva a cabo aprovechando la energía de los diversos efluentes de las columnas de destilación atmosférica, de destilación al vacío y de los reflujos externos de las mismas.

Con el objeto de que el aceite crudo entre parcialmente vaporizado a las torres de despunte, previamente se le reduce la presión hasta las condiciones de operación de dichas columnas.

El crudo despuntado se alimenta a los calentadores de fuego directo donde se lleva a cabo la vaporización de las diversas fracciones del crudo y finalmente, entra a la torre de destilación atmosférica. A esta torre, se alimenta también vapor de agua para disminuir la presión parcial de los hidrocarburos, para mantener la temperatura y presión adecuadas en la zona de vaporización de la torre y para contribuir como agente de arrastre de los productos ligeros.

Los vapores de la torre atmosférica se envían a los condensadores de nafta ligera y de ahí pasan al tanque acumulador. Una parte de la nafta se envía como reflujo a las torres atmosférica y de despunte. En las líneas de vapores del domo se inyecta inhibidor de película y amina neutralizante para evitar la corrosión debido a la presencia de ácido clorhídrico en los vapores, producido por la hidrólisis de las sales que contiene el crudo.

La gasolina de despunte se envía como carga a la Planta Estabilizadora de Nafta y la gasolina ligera se envía a almacenamiento para posteriormente alimentarse a la planta Hidrodesulfuradora de Nafta.

Del plato No. 9 se obtiene Turbosina la cual, después de pasar por su agotador y por el tren de intercambio de calor, se enfría y se envía a almacenamiento para posteriormente alimentarse a la Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios.

Del plato No. 15 se obtiene kerosina, la cual después de pasar por su agotador y por el tren de intercambio de calor, se enfría y se envía a almacenamiento.

Del plato No. 21 se hacen dos extracciones de gasóleo ligero primario: la primera, después de pasar por el tren de intercambio, se enfría y regresa como reflujo al plato No. 16 y la segunda, después de pasar por su agotador y por el tren de intercambio de calor, se enfría y se envía a almacenamiento para posteriormente alimentarse a la Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios.

Del plato No. 26 se obtiene el gasóleo pesado primario el cual, después de pasar por su tanque de balance y por el tren de intercambio de calor, una parte se envía como reflujo al plato No. 22 y la otra parte se envía a almacenamiento para posteriormente alimentarse a la Planta Desintegración catalítica.

Cabe mencionar que normalmente la eficiencia de los platos de esta torre oscila entre el 50 al 55%.

El residuo primario es enviado a un calentador de fuego directo donde se lleva acabo una vaporización parcial de la corriente. La mezcla líquido-vapor es llevada a la zona de vaporización de la torre de destilación al vacío cuya operación es del tipo seca. La presión del sistema calentador-torre de vacío se mantiene por medio de dos bancos de eyectores.

Los gases incondensables se envían a un tanque separador y posteriormente, se queman en el calentador de fuego directo de la sección de vacío.

Los vapores ligeros que salen por el domo de la torre de vacío son extraídos por el sistema de eyectores, condensados y enviados al tanque de sello, el condensado aceitoso es bombeado hacia las desaladoras con el fin de recuperar los hidrocarburos presentes y al mismo tiempo, completar el agua requerida para el desalado del crudo.

Del plato No. 1 se obtiene el gasóleo ligero de vacío el cual, después de pasar por el tren de intercambio de calor se divide en dos partes: la primera se enfría y se envía como reflujo a la torre de vacío, la segunda se enfría a almacenamiento para posteriormente alimentarse a la Planta de Desintegración Catalítica.

Del plato No.2 se obtiene el gasóleo pesado, de vacío el cuál, después de pasar por el tren de intercambio de calor, se divide en dos partes: la primera, se envía como reflujo a la torre de vacío y la segunda, se envía como carga a la Planta Reductora de Viscosidad.

De acuerdo al diseño los rendimientos de los productos son los siguientes:

Sección de Destilación Atmosférica

	Istmo	Poza Rica
Mezcla de Gasolina, BPD	42000	36000
Turbosina, BPD	15000	12000
Kerosina, BPD	17550	15300
Gasóleo Ligero Primario, BPD	9750	11700
Gasóleo Pesado Primario, BPD	3900	5550
Residuo Primario, BPD	61800	69450

Sección de Destilación al Vacío

	Istmo	Poza Rica
Gasóleo Ligero de Vacío, BPD	14214	14445
Gasóleo Pesado de Vacío, BPD	14214	14445
Residuo de Vacío, BPD	33372	40560

De acuerdo al diseño, las especificaciones de los productos para un aceite crudo tipo *Istmo* son las siguientes:

Sección de Destilación Atmosférica

	Nafta	Turbo.	Kero.	GOLP	GOPP	Res. Prim
θ API, 20/4 $^{\circ}$ C	60.7	43.2	35.5	31.5	29.7	14.1
F. de C. Watson	12.25	11.9	11.7	11.7	11.7	11.6
Peso Molecular	111.6	175	209	250	289	346
Dens. Rel. 20/4 $^{\circ}$ C	0.7362	0.8100	0.8473	0.8681	0.8778	0.9718
Visc. A 37.8 $^{\circ}$ C, cs	0.792	1.72	2.85	5.20	7.40	3500
Visc. A 99 $^{\circ}$ C, cs	0.435	0.800	1.180	1.650	2.050	67
Destilación ASTM						
TIE $^{\circ}$ C	34.16	211.66	251.66	303.33	340.00	
10% $^{\circ}$ C	75.00	213.33	252.77	304.44	340.55	
30% $^{\circ}$ C	102.22	216.66	257.22	307.77	342.22	
50% $^{\circ}$ C	125.00	221.11	263.33	312.22	343.88	
70% $^{\circ}$ C	148.33	226.11	268.33	317.77	346.66	
90% $^{\circ}$ C	177.77	231.11	277.77	323.33	350.55	
TFE, $^{\circ}$ C	196.66	234.44	283.88	327.77	352.22	

Sección de Destilación al Vacío

	GOLV	GOPV	Res. Vac.
θ API, 20/4 $^{\circ}$ C	26.50	22.50	
F. de C. Watson	11.60	11.40	
Peso Molecular	295	305	
Dens. Rel. 20/4 $^{\circ}$ C	0.8956	0.9218	
Visc. A 37.8 $^{\circ}$ C, cs	100	290	
Visc. A 99 $^{\circ}$ C, cs	8.4	14.0	
Destilación ASTM			
TIE $^{\circ}$ C	321.66	398.88	
10% $^{\circ}$ C	348.33	424.44	
30% $^{\circ}$ C	381.66	448.88	
50% $^{\circ}$ C	396.66	465.55	
70% $^{\circ}$ C	404.4	487.77	
90% $^{\circ}$ C	421.11	515.55	
TFE, $^{\circ}$ C	437.77	537.77	

De acuerdo al diseño, las especificaciones de los productos para un aceite crudo tipo *Poza Rica* son las siguientes:

Sección de Destilación Atmosférica

	Nafta	Turbo.	Kero.	GOLP	GOPP	Res. Prim
θ API, 20/4 $^{\circ}$ C	60.70	45.50	38.80	33.00	29.50	14.40
F. de C. Watson	12.25	12.10	11.90	11.80	11.70	11.60
Peso Molecular	111.4	176	210	253	2811	339
Dens. Rel. 20/4 $^{\circ}$ C	0.7361	0.7994	0.8309	0.8602	0.8789	0.9698
Visc. A 37.8 $^{\circ}$ C, cs	0.780	1.85	2.90	5.20	7.20	---
Visc. A 99 $^{\circ}$ C, cs	0.430	0.860	1.150	1.750	2.000	70
Destilación ASTM						
TIE $^{\circ}$ C	60.00	211.66	253.33	303.88	339.44	
10% $^{\circ}$ C	71.11	212.77	255.00	305.00	340.00	
30% $^{\circ}$ C	104.44	216.66	260.00	309.44	342.22	
50% $^{\circ}$ C	126.66	221.11	265.55	313.88	343.88	
70% $^{\circ}$ C	147.77	226.66	272.22	318.88	346.66	
90% $^{\circ}$ C	170.00	232.77	280.00	324.44	350.00	
TFE, $^{\circ}$ C	180.00	234.44	285.00	328.33	352.22	

Sección de Destilación al Vacío

	GOLV	GOV	Res. Vac.
θ API, 20/4 $^{\circ}$ C	25.80	19.60	9.20
F. de C. Watson	11.60	11.30	10.90
Peso Molecular	300	320	361
Dens. Rel. 20/4 $^{\circ}$ C	0.8996	0.9365	1.0057
Visc. A 37.8 $^{\circ}$ C, cs	118	780	290000
Visc. A 99 $^{\circ}$ C, cs	14.5	36.0	730
Destilación ASTM			
TIE $^{\circ}$ C	315.55	407.22	
10% $^{\circ}$ C	360.00	432.22	
30% $^{\circ}$ C	396.66	446.11	
50% $^{\circ}$ C	415.55	454.44	
70% $^{\circ}$ C	427.77	476.66	
90% $^{\circ}$ C	444.44	500.00	
TFE, $^{\circ}$ C	462.22	533.88	

Equipo de bombeo

Equipo	Servicio	Cap. (GPM)	Pdes/Psucc (kg/cm ²)	HP
GA101	Carga a la planta	2400	24.6/0.0	800
GA102	Nafta de despunte	420	7.5/2.4	30
GA103	Crudo despuntado	2745	15.7/1.6	500
GA104	Reflujo de nafta ligera	1800	8.8/4	300
GA105	Nafta ligera producto	650	7.7/2	75
GA106	Nafta pesada producto	630	7.4/1.4	50
GA107	Kerosina producto	720	7.3/1.3	60
GA108	GOLP producto	500	7.4/1.1	60
GA109	Reflujo de GOLP	1100	6.6/1.3	60
GA110	Reflujo de GOPP	1330	7.8/1.5	125
GA111	GOPP producto	210	8.4/6.3	7.5
GA112	Residuo atmosférico	3000	17.6/1.4	600
GA201	Residuo de Vacío	2400	19.0/3	600
GA202	Reflujo GOPV	1850	11.9/2	600
GA203	GOLV producto y reflujo	1000	10.2/3	150
GA209	GOPV producto	665	9.5/6.6	30

Columnas de destilación

Equipo	Servicio	Cap. (BPD)	Talim (°C)	P (kg/cm ²)
DA101A/B	Torres de despunte	75000	238.0	40.3
DA102	Torre atmosférica	135232	360.9	9.23
DA103A	Torre agot. Turboquina	15618	222.0	10.49
DA103B	Torre agot. Kerosina	18268	247.0	12.49
DA103C	Torre agot. GLP	10141	292.0	13.5
DA201	Torre de Vacío	61800	380.0	

Equipo de intercambio de calor

Equipo	Servicio	Q(GJ/hr)	A (m ²)	D.P. T/C (kg/cm ²)
EA101	Int. crudo-turbo	28.48	407.7	1.02/0.07
EA102A	1 ^{er} Int. crudo/kero	33.33	407.7	.97/1
EA102B	2 ^{do} Int. crudo/kero	12.66	407.7	1.07/1
EA103A	1 ^{er} Int. crudo/GLP	25.19	407.7	.97/0.03
EA103B	2 ^{do} Int. crudo/GLP	8.56	407.7	1.03/0.04
EA104A	1 ^{er} Int. crudo/GLV	20.62	407.7	.92/25
EA104B	2 ^{do} Int. crudo/GLV	20.30	407.7	1/31
EA105A	1 ^{er} Int. crudo/RGLP	39.24	407.7	.9/2
EA105B	2 ^{do} Int. crudo/RGLP	23.63	407.7	.94/21
EA106A	1 ^{er} Int. crudo/GPP	42.83	407.7	.15/1.58
EA106B	2 ^{do} Int. crudo/GPP	28.85	407.7	1.51/1.63
EA107A	1 ^{er} Int. crudo/GPV	30.17	407.7	.88/1.88
EA107B	2 ^{do} Int. crudo/GPV	42.30	407.7	8.56/1.86
EA107C	3 ^{er} Int. crudo/GPV	23.31	407.7	.96/0.09
EA108A	1 ^{er} Int. crudo/RV	31.86	407.7	.42/1.99
EA108B	2 ^{do} Int. crudo/RV	30.80	407.7	.44/1.63
EA109	Enf. Turbosina	35.02	220.6	.7/7
EA110	Enf. Kerosina	2.46	82.3	.7/7
EA111	Enf. GLP prod.	0.89	42.0	.7/7
EA112	Enf. RGLP	5.04	33.8	.7/7
EA113	Enf. GPV prod.	15.07	218.9	.7/7
EA114	Enf. GPP prod.	3.70	33.8	.7/35
EA115	Cond. gna des.	77.00	411.5	.7/35
EA116	Cond. gna lig.	246.38	678.7	.7/7
EA201	Enf. RGLV	7.78	288.9	.7/7
EA202	Enf. GLV prod.	6.38	218.6	.7/7
EA203	Enf. RGPV	14.03	102.1	
EA205A/B	1 ^{er} Cond. Vacío		282.8	
EA205C/D	2 ^{do} Cond. Vacío		118.0	
EA205E/F	3 ^{er} Cond. Vacío		43.22	

Calentadores de fuego directo

Equipo	Servicio	Q (GJ/hr)	Carga (BPD)	T alim (°C)	T sal (°C)
BA101A/B	Cal. Crudo desp.	243.6	67500	229	360.99
BA201	Cal res. prim	95.18	61800	342	395.99

Temperaturas de intercambio

Equipo	T ent T (°C)	T sal T (°C)	T ent C (°C)	T sal C (°C)
EA101	20.00	53.33	220.55	78.88
EA102A	53.33	90.00	243.33	133.88
EA102B	20.00	35.00	113.88	55.55
EA103A	90.00	116.11	290.00	121.11
EA103B	35.00	45.00	121.11	51.11
EA104A	116.11	136.66	212.77	159.44
EA104B	45.00	67.77	159.44	102.22
EA105A	136.66	173.33	291.44	198.88
EA105B	92.77	117.22	198.88	135.55
EA106A	321.63	228.88	173.33	211.11
EA106B	228.88	163.88	117.22	145.55
EA107A	211.11	236.66	290.55	268.88
EA107B	145.55	185.00	268.88	237.22
EA107C	67.77	92.77	237.22	124.44
EA108A	360.00	316.66	236.66	262.77
EA108B	602	274.44	185.00	212.22

CAPÍTULO

4

ESQUEMA DE SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA No. 1

La simulación de la planta se llevó a cabo con el simulador de procesos Hysim versión 2.54 y en el simulador de proceso, Hysys versión 1.1 ambos de la compañía Hyprotech Ltd.

Esta simulación se efectúa de manera integral, todos y cada uno de los equipos se encuentran conectados entre sí de tal manera que la simulación representa el comportamiento real de las unidades de proceso.

Los pasos para generar el esquema de simulación con *Hysim* son los siguientes:

⇒ Seleccionar el sistema de unidades.

- ⇒ Definir los MODELOS para calcular las propiedades termodinámicas . Para la simulación se utilizará la ecuación de estado de Peng- Robinson para calcular el equilibrio líquido-vapor.
- ⇒ Especificar los componentes químicos presentes.
- ⇒ Caracterización de los crudos . Debido a que la simulación se realizará con una mezcla de crudos. La caracterización de cada uno de los crudos se presenta en el Apéndice 1.
- ⇒ Especificar los módulos de cálculo que representarán las operaciones de proceso . En la siguiente tabla se mencionan los módulos que se utilizaron para representar los equipos reales.

Módulos que se eligieron en el simulador	Equipo que representa
Heat Exchanger	Cambiador de calor proceso a proceso
Heater	Calentador a fuego directo
Cooler	Enfriador
Column Absorber	Columna despuntadora
Column Refluxed Absorber	Columna Atmosférica y de Vacío
Side Strippers.	Agotador
Tee	Divisor
Mixer	Mezclador
Pump	Bomba
Separator	Tanque Separador
3 Phase Separator	Tanque Desalador
Valve	Válvula

- ⇒ Especificar el funcionamiento de cada módulo d cálculo para representar ea Operación del Proceso.
- ⇒ Especificar condiciones de diseño u operación.
- ⇒ Proporcionar los estimados iniciales, para las corrientes seleccionadas. (Apéndice 2)
- ⇒ Seleccionar para cada unidad, el mejor conjunto de corrientes de corte.
- ⇒ Definir si los ciclos de convergencia operarán en forma simultánea o anidada. Para este esquema la mayoría de los ciclos se resolvieron de forma simultánea excepto uno de los ciclos de la Columna de vacío.

⇒ Una vez simulada la planta y se comprobada la validez de la simulación con los datos de operación que se tenían (errores presentes no mayores al 10%), se procedió a simular la planta tomando en cuenta la eficiencia de los platos de la columna de destilación atmosférica, ya que como se mencionó en el capítulo 3, esta columna presenta normalmente eficiencia entre el 50 y el 55%. Para lograr lo anterior se disminuyó el número de platos de la Torre DA-102 y los agotadores DA-103A, DA-103B, DA-103C, DA-103D de 55 platos totales a 31.

⇒ Para la convergencia de la simulación se utilizó el Método de Aceleración de Wegstein .

Cabe mencionar algunos aspectos importantes que se obtienen al generar el esquema de simulación.

Se generan dos esquemas de simulación de la planta: uno en el cual la corriente de corte se encuentra en la alimentación a la columna DA-102 (Columna de destilación atmosférica) y otro en el cual las corrientes de corte se encuentran en la gasolina que se alimentan a las columnas despuntadoras. La opción que se elige es esta última ya que reduce el tiempo máquina de convergencia. Ambos esquemas se muestran en la Figuras 4.1 y 4.2.

Para lograr las condiciones de operación, se imponen las especificaciones a los módulos de cálculo: para los módulos que representan a los intercambiadores de calor el producto del coeficiente de transferencia de calor y el área del cambiador (UA) y para los que representan columnas atmosférica y de vacío :las temperaturas de corte de los productos.

En un inicio se elige que el ciclo de convergencia para la bomba de calor de la columna de destilación al vacío (DA-201) sea anidado y que la variable especificada la carga del intercambiador EA-101A para evitar problemas de cruce de temperaturas a lo largo del tren de precalentamiento, posteriormente se decide este ciclo sea simultáneo cambiando la dicha especificación por la temperatura de retorno de la corriente a la columna DA-201 (Columna de vacío).

Otro aspecto que cabe mencionar es que no se tienen corrientes de corte en las entradas o retorno de los agotadores laterales a la columna DA-102 debido a que ambos simuladores cuentan con módulos que integran dichos equipos a la columna principal por lo cual es innecesario especificar corrientes de corte para estas unidades, como lo muestra la Figura 4.3.

Por último debido a que la secuencia de cálculo de ambos simuladores de proceso es no secuencial no se requiere dar estimados iniciales para las corrientes que intercambian calor con el crudo en el tren de precalentamiento.

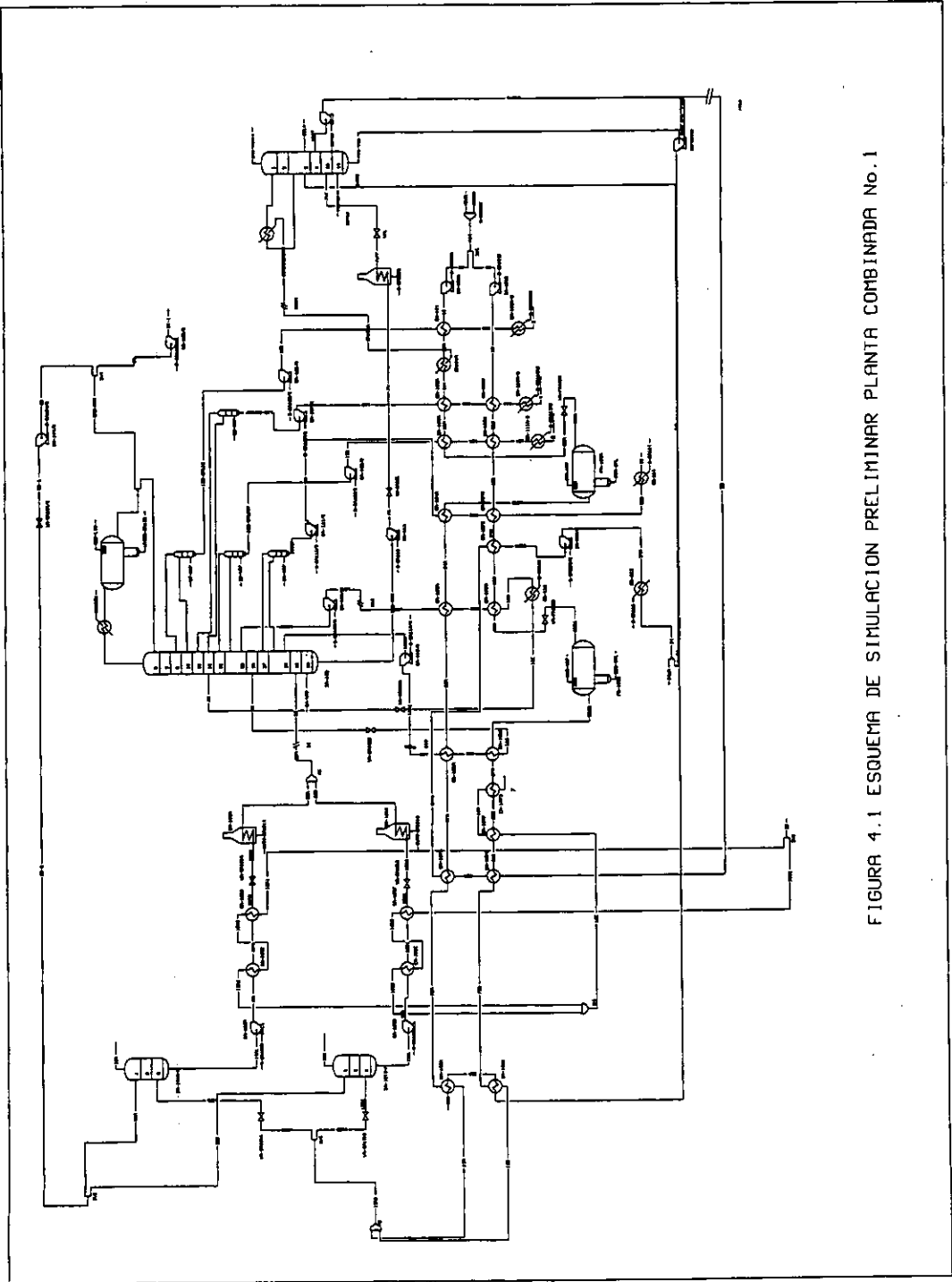


FIGURA 4.1 ESQUEMA DE SIMULACION PRELIMINAR PLANTA COMBINADA No.1

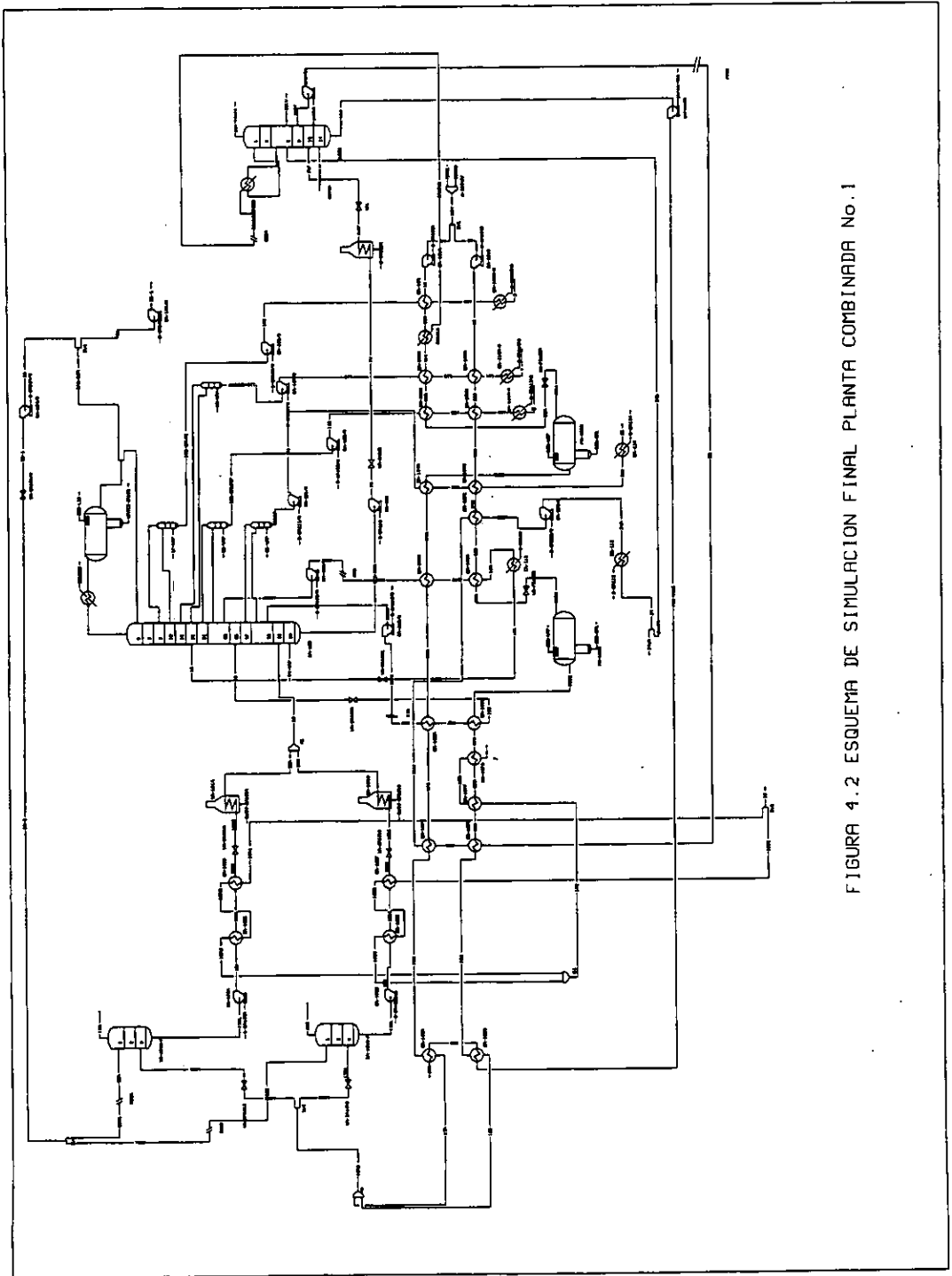


FIGURA 4.2 ESQUEMA DE SIMULACION FINAL PLANTA COMBINADA No.1

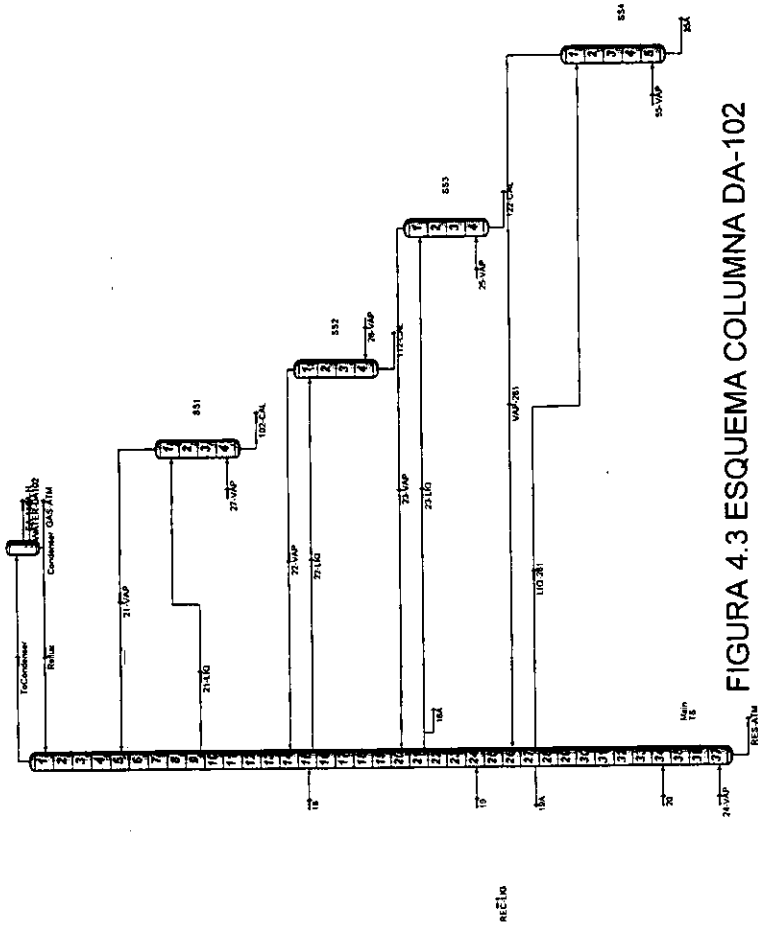


FIGURA 4.3 ESQUEMA COLUMNA DA-102

CAPÍTULO

5

SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA No. 1

Los resultados de la simulación se presentan en seis gráficas las cuales muestran: el perfil de temperaturas, y el flujo de líquido y vapor a lo largo de la columna atmosférica (DA-102), las primeras tres se obtuvieron variando la proporción de crudo Istmo en la alimentación desde 80% en volumen hasta una mezcla que contiene 52% en volumen, las otras tres se obtuvieron al eliminar los circuitos de bombas de calor de esta columna.

Se presentan también cinco tablas comparativas, la tabla 5.1 presenta los resultados obtenidos al simular las bombas de calor utilizando el módulo integrado que posee el simulador y con la extracción de una salida lateral de la columna para combinarla en el tren de calentamiento. Las tablas 5.2 a 5.5 comparan los resultados generados al variar la cantidad de vapor de alimentación a cada uno de los agotadores laterales. La variación tomó en cuenta tanto un aumento como una disminución del 10% en volumen para cada uno de las corrientes de alimentación de vapor de manera independiente, es decir, en cada simulación sólo se varió una de las cuatro corrientes de vapor; por último la tabla 5.6 presenta los resultados obtenidos al sustituir las el vapor de los agotadores laterales por los correspondientes rehervidores.

PERFILES DE TEMPERATURA COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

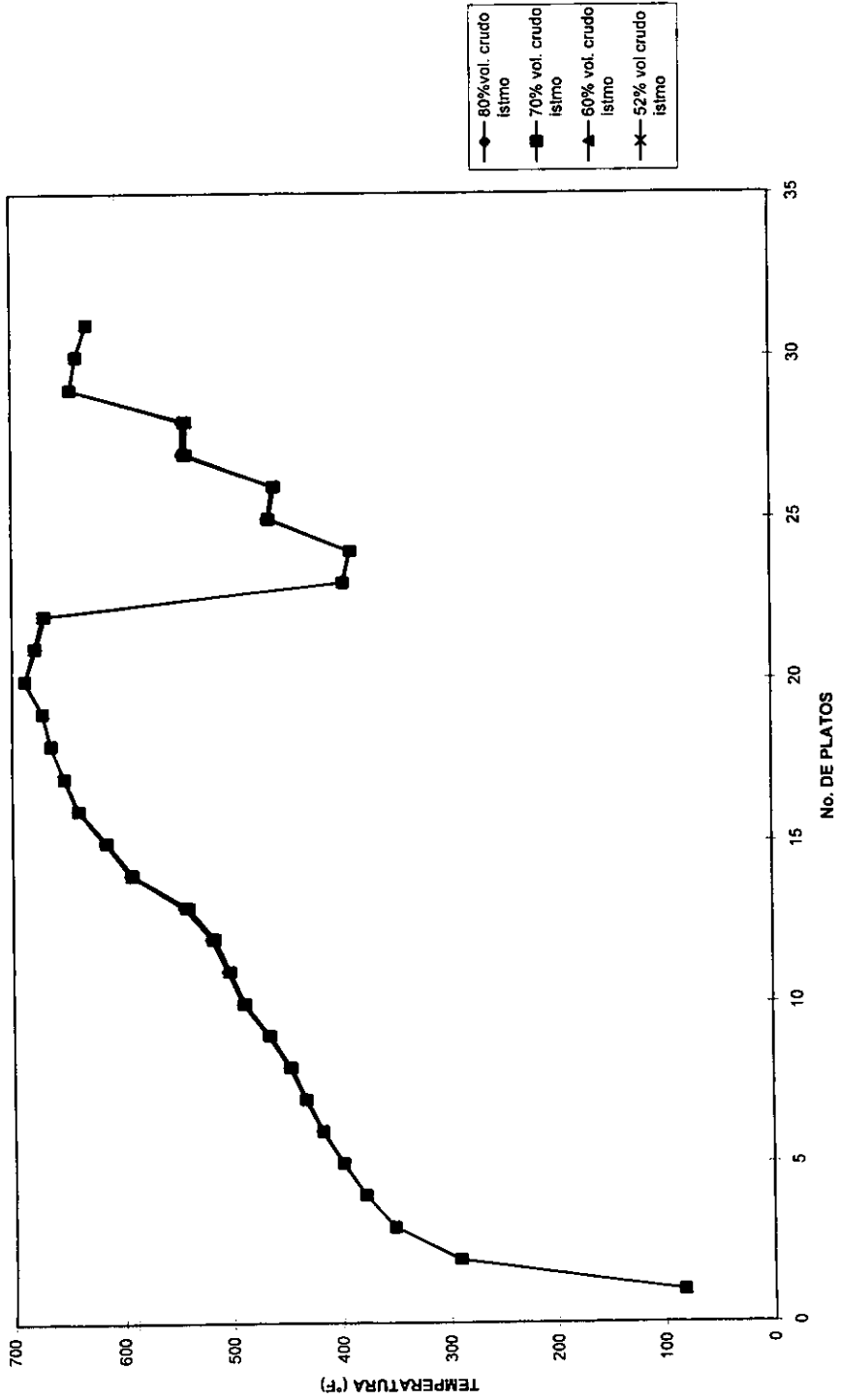


FIGURA 5.1 GRÁFICA DEL PERFIL DE TEMPERATURAS COLUMNA DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

PERFILES DE LÍQUIDO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

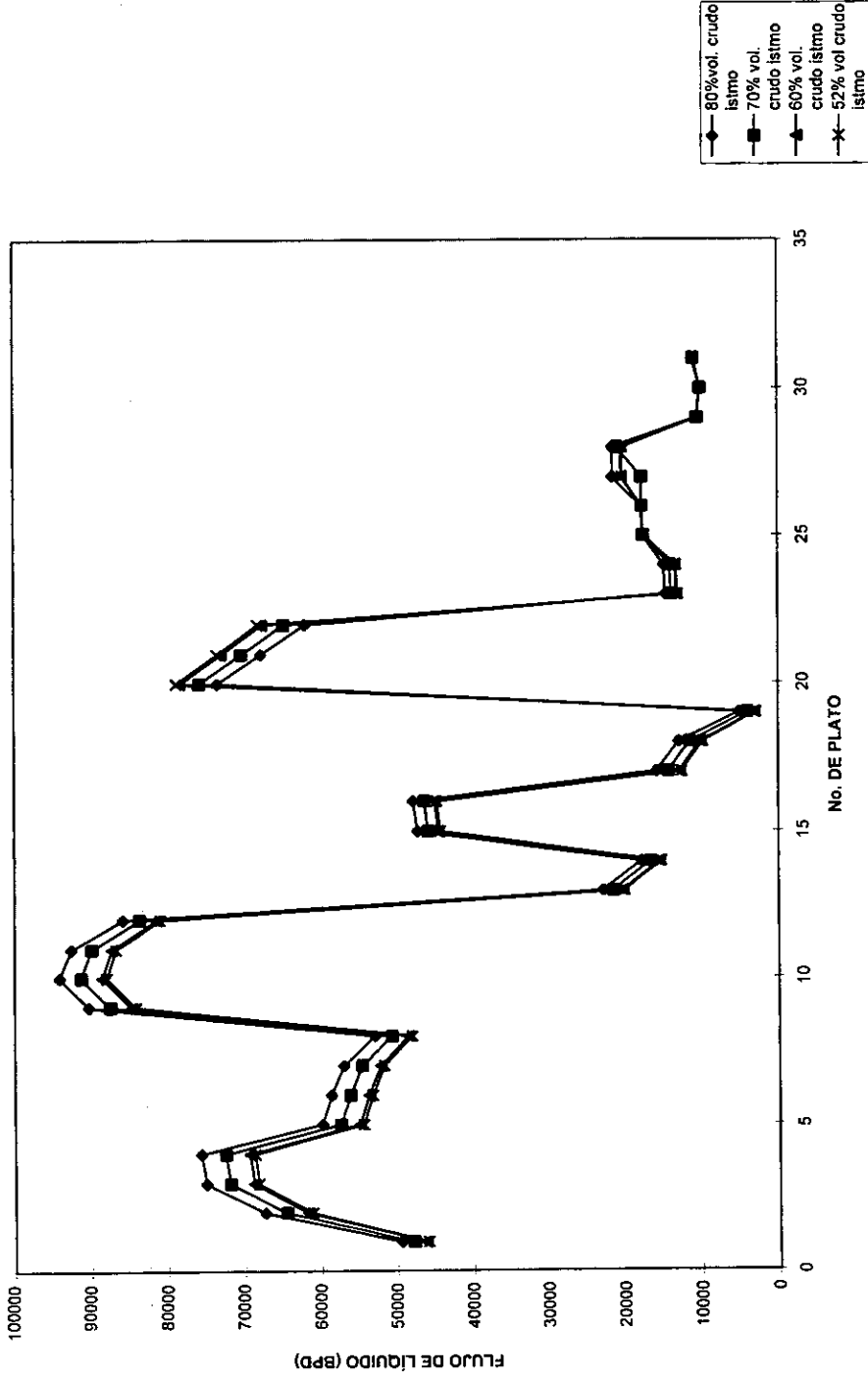


FIGURA 5.2 PERFIL DE LÍQUIDO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

PERFILES DE VAPOR DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

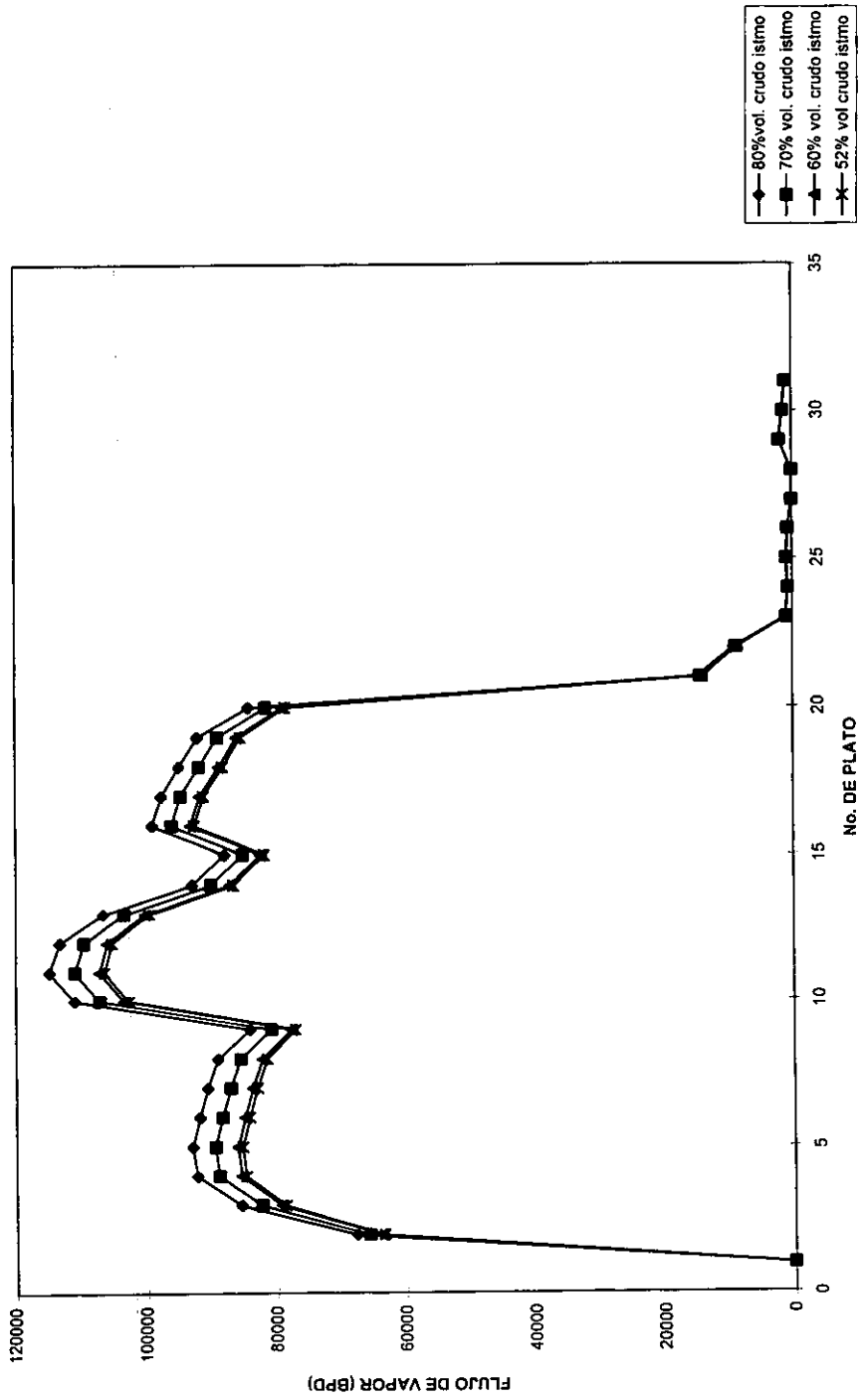


FIGURA 5.3 PERFIL DE VAPOR DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

PERFILES DE TEMPERATURAS COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

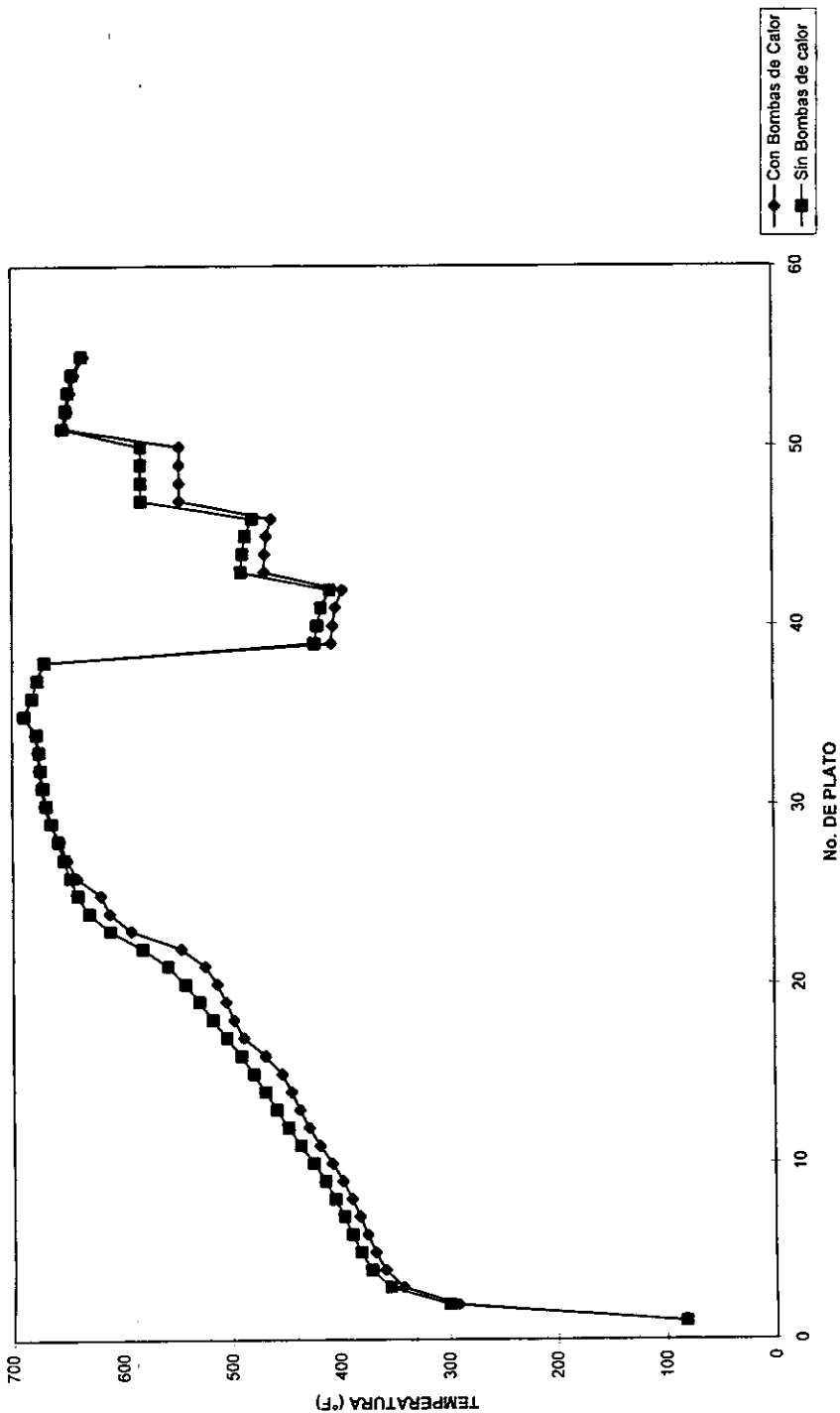


FIGURA 5.4 GRÁFICA DEL PERFIL DE TEMPERATURAS COLUMNA DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

PERFILES DE LÍQUIDO COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

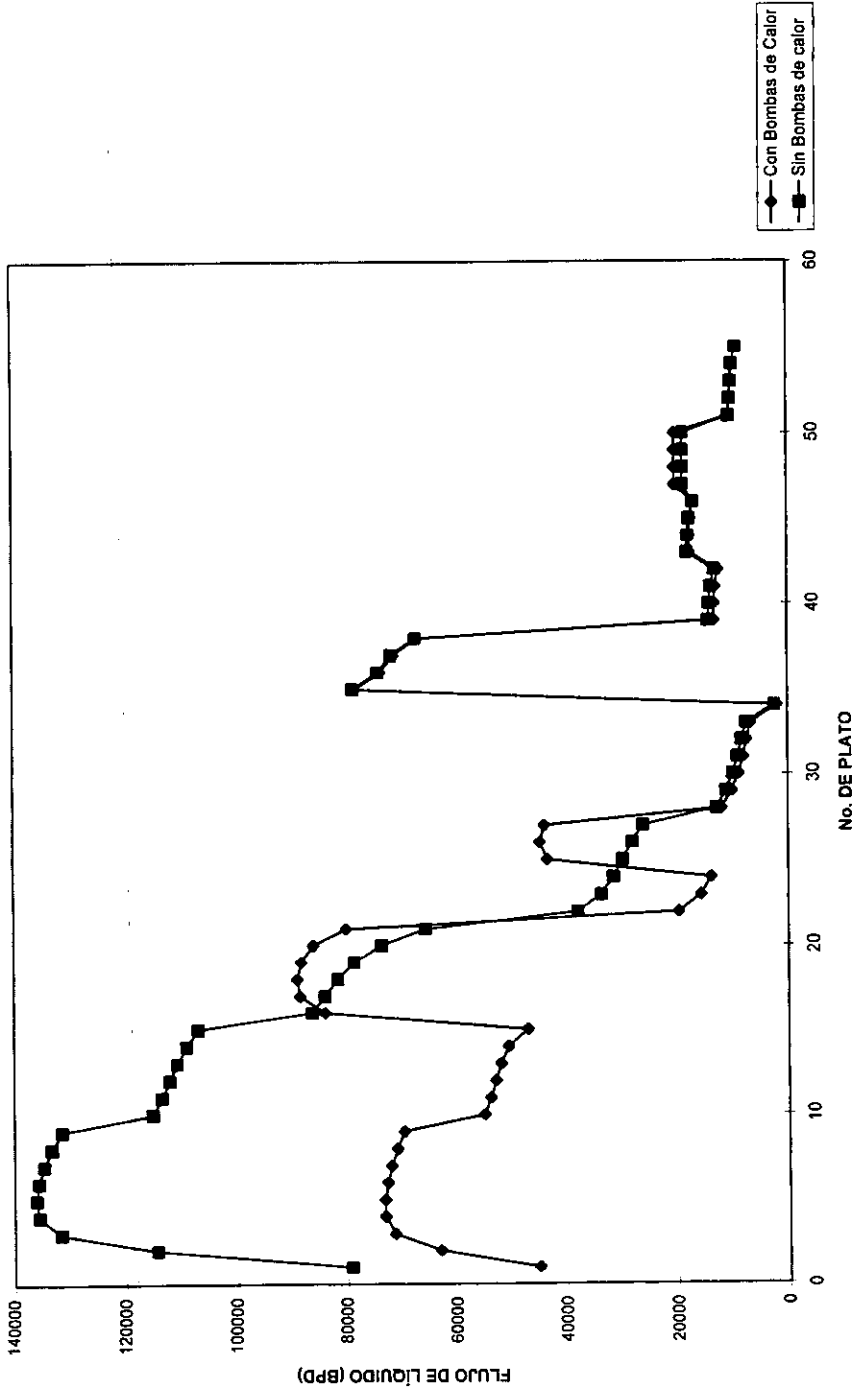


FIGURA 5.5 GRÁFICA DEL PÉRFIL DE LÍQUIDO COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

PERFILES DE VAPOR COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

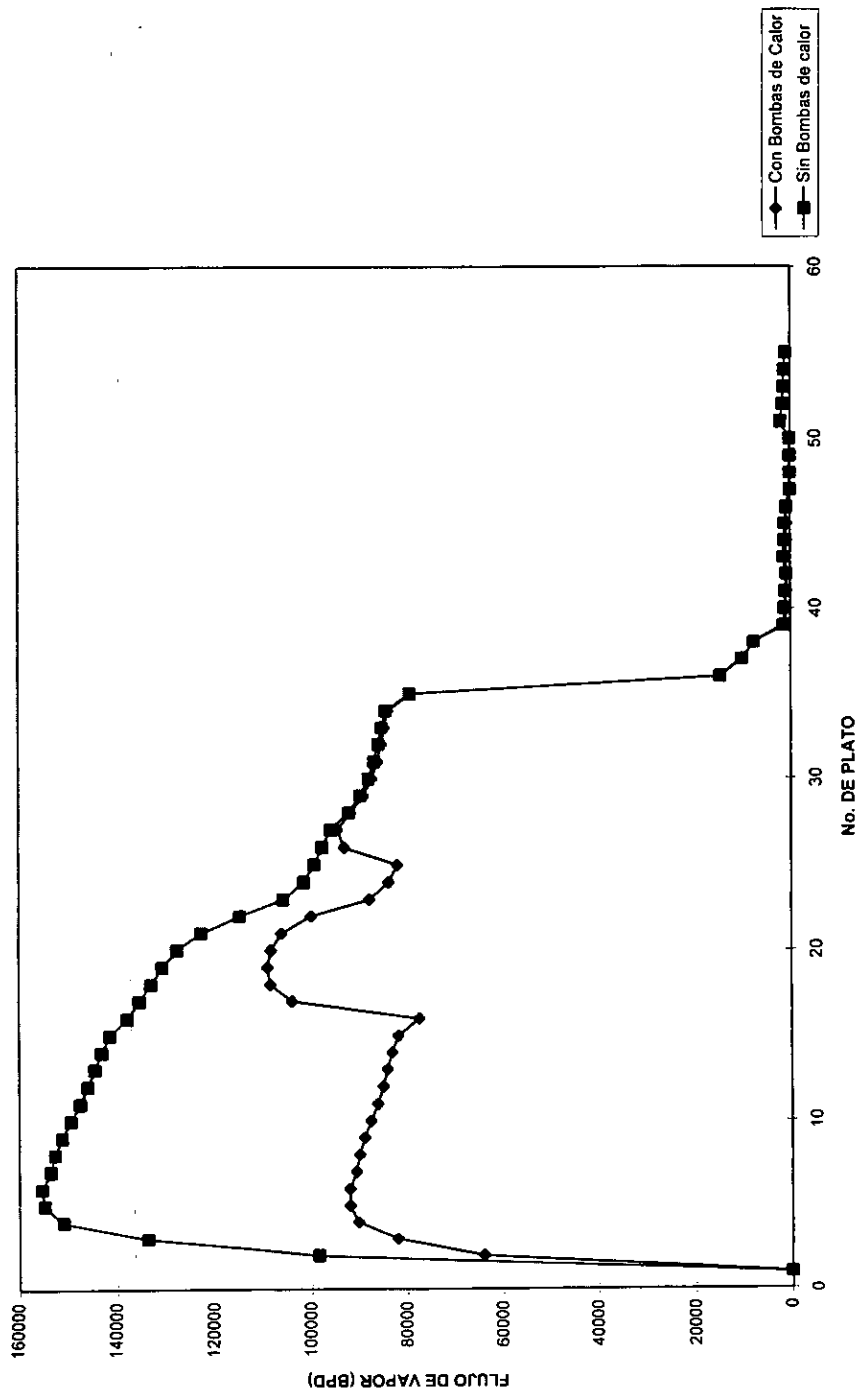


FIGURA 5.6 GRÁFICA DEL PERFIL DE VAPOR COLUMNA DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

TABLA 5.1 COMPARACIÓN CARGAS TÉRMICAS DE LAS BOMBAS DE CALOR SIMULADAS CON EL MÓDULO INTEGRADO Y ESPECIFICANDO INTERCAMBIADORES DE CALOR

	MODELO	INTERCAMBIADORES
	INTEGRADO	DE CALOR
CONDENSADOR (Btu/hr)	-215.29	-215.29
BOMBA CALOR 1 (Btu/hr)	-64.57	-68.36
BOMBA CALOR 2 (Btu/hr)	-37.85	-40.82

TABLA 5.2 EFECTO DE LA VARIACIÓN DEL VAPOR EN EL AGOTADOR DE TURBOSINA

FLUJO DE VAPOR (BPD)	CONDENSADOR (MMBtu/hr)	NAFTA (BPD)	TURBOSINA (BPD)	KEROSINA (BPD)	GOLP (BPD)	GOPP (BPD)
40.8	-215.081	15446.2	12387.1	16823	20140.4	9190
45.4	-215.287	15455.7	12372.6	16823	20145.8	9190
49.9	-215.489	15464.8	12358.9	16823	20151	9190

TABLA 5.3 EFECTO DE LA VARIACIÓN DEL VAPOR EN EL AGOTADOR DE KEROSINA

FLUJO DE VAPOR (BPD)	CONDENSADOR (MMBtu/hr)	NAFTA (BPD)	TURBOSINA (BPD)	KEROSINA (BPD)	GOLP (BPD)	GOPP (BPD)
40.8	-215.074	15446.9	12357.9	16823	20170	9190
45.4	-215.287	15455.7	12372.6	16823	20145.8	9190
49.9	-215.498	15464.1	12387.3	16823	20122.2	9190

TABLA 5.4 EFECTO DE LA VARIACIÓN DEL VAPOR EN EL AGOTADOR DE GOLP

FLUJO DE VAPOR (BPD)	CONDENSADOR (MMBtu/hr)	NAFTA (BPD)	TURBOSINA (BPD)	KEROSINA (BPD)	GOLP (BPD)	GOPP (BPD)
0.18	-215.286	15455.7	12372.5	16823	20146	9190
0.2	-215.287	15455.7	12372.6	16823	20145.8	9190
0.22	-215.288	15455.8	12372.7	16823	20145.6	9190

TABLA 5.5 EFECTO DE LA VARIACIÓN DEL VAPOR EN EL AGOTADOR DE GOPP

FLUJO DE VAPOR (BPD)	CONDENSADOR (MMBtu/hr)	NAFTA (BPD)	TURBOSINA (BPD)	KEROSINA (BPD)	GOLP (BPD)	GOPP (BPD)
177	-214.709	15453.3	12365.9	16823	20108.5	9190
196.6	-215.287	15455.7	12372.6	16823	20145.8	9190
216.2	-215.858	15458.1	12378.9	16823	20180.6	9190

TABLA 5.6 CARGAS DE CALOR DE LOS REHERVIDORES COLUMNA DA-102

EQUIPO	CARGA TÉRMICA (Btu/hr)
HERVIDOR AGOTADOR DA103A	$1.00 \cdot 10^6$
HERVIDOR AGOTADOR DA103B	$1.00 \cdot 10^7$
HERVIDOR AGOTADOR DA103C	$1.00 \cdot 10^5$
HERVIDOR AGOTADOR DA1030	$1.00 \cdot 10^7$

Los resultados obtenidos mediante la simulación realizada tomando en cuenta 22 platos para la Columna DA-102 son un buen estimado de las condiciones de operación que actualmente se tienen en la planta ya que los errores que se tienen con respecto a las condiciones de operación no son mayores al 10%, por lo cual se considera que el esquema de simulación propuesto es válido. (Apéndice 3)

Además los productos cumplen con las especificaciones de diseño, como lo muestran las tablas comparativas contenidas en el Apéndice 3, ya que no se obtienen errores mayores al 10 %.

La justificación de usar una mezcla que contenga 52% crudo Istmo y 48% crudo Maya y no una mayor se presenta en las gráficas de perfiles de Temperatura, Flujo de Líquido y de Vapor; se observa que conforme el crudo maya aumenta su proporción disminuye el flujo de líquido y vapor a lo largo de la columna de destilación atmosférica sobre todo en la sección que comprende los platos 2 a 9 obteniéndose con ello una menor cantidad del producto del primer agotador: turbosina, esto se debe a que como ya lo mencionamos en el Capítulo 2 el crudo Maya es un crudo más pesado que el Istmo, debido a que posee una menor cantidad de hidrocarburos ligeros lo cual hace que esa sección de la columna presente problemas de operación si se maneja una mayor proporción de este crudo.

La razón por la cual las temperaturas no varían a lo largo de la columna de destilación atmosférica (DA-102) es porque las especificaciones que se impusieron sobre la columna fueron las temperaturas de corte de los productos, esto se realiza con la finalidad de que cumplan con la calidad determinada para ellos. Es por esta misma razón que las condiciones de los productos y los resultados de la simulación de la planta no varían tomando en cuenta la eficiencia de los platos en la sección atmosférica.

El efecto de utilizar bombas de calor en la columna de destilación atmosférica se muestra en las Figuras 5.4 a 5.6, donde se observa una disminución de los flujos tanto de líquido como de vapor lo cual nos lleva a obtener una columna con menor diámetro que el que se presenta al no utilizar bombas de calor, además de una disminución en las temperaturas presentes en las etapas de separación de la columna y la ventaja adicional disminuyen el consumo de servicios de calentamiento de la planta al participar en el tren de calentamiento de la misma.

Al simular la columna atmosférica utilizando las bombas de calor integradas al modelo de la columna o extrayendo una corriente de proceso de la columna y combinándola en el tren de intercambio de calor observamos que las cargas térmicas obtenidas por uno y otro procedimiento difieren en un 5.7% esto debido al método que utilizan para calcularlas: en el módulo que el simulador integra a la columna la ecuación que se usa es $Q=WCp\Delta T$ mientras que al extraer una corriente de proceso además se hace uso de la ecuación $Q=U A LMTD$.

Los resultados al variar el vapor en cada uno de los agotadores de la columna nos permite observar que: un aumento en el vapor de agotamiento aumenta la cantidad de calor que debe removerse de condensador de la columna principal, esto debido a que se incrementa el flujo de vapor que se condensa, además de incrementarse el flujo de los productos que contienen compuestos más ligeros que el agotador donde se realiza una mayor inyección de vapor esto se debe a que al aumentar la cantidad de vapor también aumenta la cantidad de compuestos ligeros que arrastra, logrando con esto una disminución en el flujo del producto de ese agotador, pero una mayor separación entre los compuestos ligeros y pesados de esa corriente. A excepción del agotador DA-103C (Agotador GOLP) al cual se le suministra sólo 0.2 BPD con lo cual no presenta ningún efecto sobre los productos de la columna, y esto se puede inferir, por la mínima cantidad de vapor que se suministra.

La opción de utilizar rehervidores en los agotadores laterales en lugar de alimentar vapor directamente resulta una buena opción debido a que en estos equipos pueden utilizar como medio de calentamiento el residuo atmosférico, el cual presenta una temperatura y flujos suficientes ($2.78 \cdot 10^8$ Btu/hr) para suministrar la cantidad de energía total que los hervidores requieren para su operación ($2.11 \cdot 10^7$ Btu/hr). Con estos se disminuirían el consumo de servicios de calentamiento de la planta.

La comparación de resultados entre los simuladores Hysim y Hysys (Apéndice 4) muestra que no existen variaciones mayores al 2% esto se debe a que estos dos simuladores usan el mismo algoritmo de cálculo. Simplemente la simulación se realizó primero en Hysim para evitar la pérdida de tiempo por la familiarización con el nuevo simulador (Hysys). No se pueden hacer comparaciones de ningún tipo entre ambos simuladores debido a que se manejan en distintos ambientes: mientras uno se maneja en ambiente MS-DOS (Hysim) el otro lo hace en ambiente Windows (Hysys), en cuanto a la rapidez de uno y otro tampoco son comparables debido a la razón anterior. Además tienen distintos requerimientos de Hardware.

La razón por la cual se realizó la simulación en Hysys es por el enorme potencial que tiene debido a que se puede llevar a cabo la simulación a régimen dinámico, realizar optimizaciones. Lo cual en un futuro será aprovechado ya sea para plantear una función objetivo que optimice el sistema o para realizar la simulación en régimen dinámico. Lo cual traerá beneficios para la planta como: conocer el comportamiento de la misma durante las operaciones de paro o arranque o para minimizar el consumo de energía de la planta.

CAPÍTULO

6

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se cumplió con el objetivo del trabajo: llevar a cabo la simulación de la Planta Combinada No. 1 de la Refinería "Miguel Hidalgo" de Tula Hidalgo con la restricción de utilizar una mezcla de crudo: 52%vol Istmo y 48% Maya, para las condiciones actuales del proceso.

El esquema de simulación generado en los simuladores de proceso Hysim y Hysys resultó satisfactorio debido a que los errores obtenidos son menores al 10% tanto para las condiciones de operación como para las especificaciones de diseño.

La comparación de los esquemas generados por ambos simuladores de proceso (Hysim y Hysys) no presenta variaciones mayores al 2%, esto debido a que ambos presentan la misma estructura de cálculo.

La razón por la cual las condiciones de proceso no varían utilizando eficiencias iguales al 100% y al 55% para las etapas de separación de la columna de destilación atmosférica (DA-102) se debe a que las especificaciones que se impusieron a la misma fueron las temperaturas de corte de los productos.

Este esquema servirá de base para llevar a cabo la optimización del proceso y posteriormente generar los esquemas para la simulación dinámica de la Planta Combinada No.1. Estas son las razones por las cuales la simulación se realizó en el simulador de Procesos Hysys porque presenta un enorme potencial con respecto al primer simulador en el que se realizó ésta (Hysim), además de contar con todas las aplicaciones de Hysim. Cabe aclarar que la Refinería de Tula sólo cuenta en la actualidad con estos dos simuladores.

Como ya se mencionó, en la actualidad existe la tendencia en nuestro país a utilizar crudos pesados en las Refinerías que poseemos debido a que resulta más rentable exportar el crudo tipo Istmo que utilizarlo en nuestras plantas, aunque como se puede observar en los resultados obtenidos por las simulaciones realizadas con cuatro distintas proporciones de crudo istmo - crudo maya, resulta inadecuado manejar una proporción mayor al 48% vol. de crudo Maya ya que al contener una mayor cantidad de hidrocarburos pesados causa problemas en su manejo, sobre todo en la producción de turbosina.

Se mostró que ventajas presenta el diseñar columnas de destilación atmosférica tipo A (columnas con Bombas de calor) en lugar de columnas tipo U (columnas sin bombas de calor). Las ventajas que se obtienen con una columna tipo A son: menor diámetro esto debido a un decremento en los flujos de líquido y vapor a lo largo de la torre, además obtener una mejor integración térmica de la planta logrando con ello disminución en el consumo de servicios de calentamiento de la misma.

También se observó el efecto de la inyección de vapor en los agotadores laterales de la columna de destilación atmosférica, el cual consigue una mejor separación entre los productos que se obtienen, aunque al aumentar su consumo también se aumentan el consumo de servicios de enfriamiento debido a un incremento en la carga térmica del condensador de la columna principal.

Algunas de las recomendaciones que pueden mencionarse del desarrollo del presente trabajo se resumen de la siguiente forma:

Se debe tener presente la manera en que se genera el esquema de simulación, este debe ser lo más similar posible con el que cuenta el operador de la planta, ya que entre más similitud tenga con éste último, con mayor facilidad se observarán las condiciones del proceso generadas a través de la simulación.

Es posible disminuir el consumo de servicios de calentamiento de la Planta Combinada No.1 sustituyendo la alimentación de vapor en los agotadores laterales

por hervidores los cuales utilizarían como medio de calentamiento el fondo de la columna DA-102 (Residuo atmosférico). El esquema que se propone se muestra en la Figura 6.1.

Es importante que los alumnos participen en proyectos de investigación aplicada como es este caso, ya que proporciona un cúmulo de conocimientos y habilidades que son necesarias para la vida profesional.

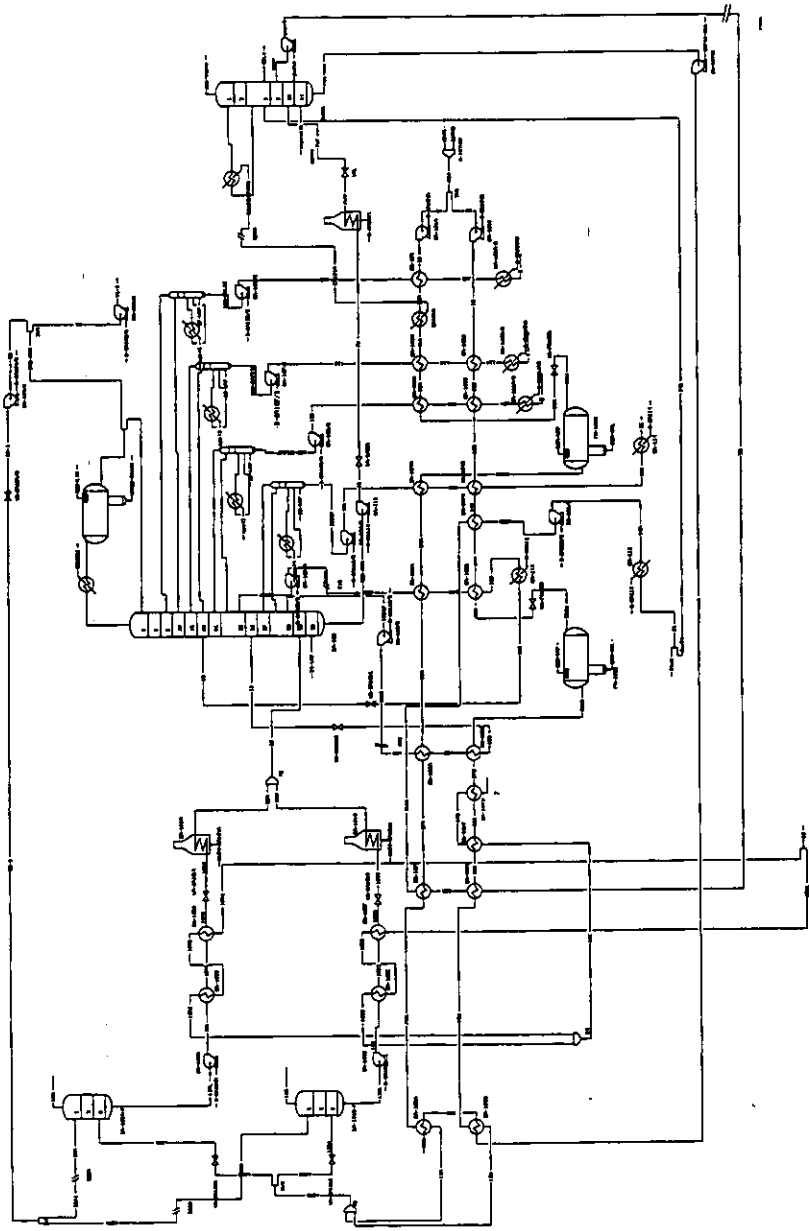


FIGURA 6.1 ESQUEMA DE GENERADO PARA PLANTA COMBINADA No.1

CAPÍTULO

7

BIBLIOGRAFÍA

1. J.M. Douglas *Conceptual Design of Chemical Processes*, Mc Graw Hill, New York, 1988.
2. Hyprotech Ltd. *HYSIM USER'S GUIDE*
3. Hyprotech Ltd. *HYSIS VERSIÓN 1.1 USER'S GUIDE*
4. E.J. Henley and J.D. Seader *Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química*, Reverté, Barcelona, 1990.
5. Petróleos Mexicanos *Manuales de Operación y de Proceso de las Unidades de Destilación de Crudo de la Refinería "Miguel Hidalgo" de Tula Hgo.*
6. C.J. Judson King, D.W. Gantz and F. Barnés *Systematic Evolutionary Process Synthesis*, Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop, Vol 11, No.2. 1972pp . 271-283.

7. C.J. King *Understanding and Conceiving Chemical Processes*, AICHE Monograph Series, No. 8, Vol. 70. pp 1-34.
8. A. W. Westerberg et al. *Process Flowsheeting*, Cambridge, Melburn, 1976.
9. Asgar Hussain, *Chemical Process Simulation*, Wiley Eastern, Ltd., New Delhi, 1986.
10. Gustavo Grande Mejía, *Integración Térmica y Reducción de Efluentes Contaminantes en Unidades de Destilación del Crudo de la Refinería de Tula, Hidalgo*, Tesis para el grado de Maestría, Universidad Nacional Autónoma de México, México D. F. 1997.
11. A. Jones, *Petroleum Refinery*, Marcel-Dekker, New York, 1975.
12. R. N. Watkins, *Petroleum Refinery Destillation*, Gulf Publishing Co. 1981.
13. G.J. Antons et al., *Catalytic Naphtha Reforming Science and Technology*, New York, Marcel Dekker, 1997.
14. D.S.J. Jones, *Elements of Petroleum Processing*, New York, John Wiley and Sons, 1995.

CAPÍTULO

8

APÉNDICE 1

CARACTERIZACIÓN DE LOS ACEITES CRUDOS

CARACTERÍSTICAS DEL CRUDO "ISTMO"

<u>TIPO DE ANÁLISIS</u>	<u>RESULTADO</u>
Peso específico @ 20/4° C	0.856
° API	33.24
Factor de caracterización	12.0
Agua por destilación, % vol	0.1
Sedimento, % vol	0.1
Viscosidad @ 37.8° C, seg	52
Sal, Lb/Mbls	14.18
Azufre Total, %w	1.68
Carbón, %w	3.85
Cenizas, %w	0.0049
Asfaltenos en nC ₅	3.27
Acidez, mg KOH/g	0.41
Fierro, ppm	1.06
Vanadio, ppm	90.97
Níquel, ppm	8.43
Cobre, ppm	0.44
Calcio, ppm	4.73
Magnesio, ppm	0.18
Plomo, ppm	0.0
Cloruros ppm	0.91
Pentano, %vol	1.9
Destilación Hempel	
TIE, °C	40
10%, °C	122
20%, °C	169
30%, °C	225
40%, °C	279
50%, °C	-
TFE	320
RECUPERADO, %vol	51

DESTILACIÓN TÉCNICA. RENDIMIENTOS OBTENIDOS

<u>PRODUCTO</u>	<u>TFE TEÓRICA</u> °C	<u>TFE REAL</u> °C	<u>RENDIMIENTO REAL</u> %vol
Gas Licuado	=	=	0.4
Nafta Ligera Primaria	190	194	25
Kerosina Ligera Primaria	250	243	12
Kerosina Pesada Primaria	300	300	12
Gasóleo Ligero Primario	380	357	10
Gasóleo Pesado Primario	415	-	7
Gasóleo Ligero de Vacío	445	-	7
Gasóleo Pesado de Vacío	538	538	10
Residuo de Vacío	-	-	36.6

COMPOSICIÓN DE LOS PRODUCTOS LIGEROS

<u>COMPONENTE</u>	<u>INCONDENSABLES</u> %MOL	<u>GAS LICUADO</u> %VOL. LIQ	<u>NAFTA PRIMARIA</u> %VOL LIQ.
H ₂ S	0.14		
C ₁	94.48		
C ₂	1.75		
C ₃	2.45	0.73	0.34
iC ₄	0.60	0.58	0.37
nC ₄	0.36	3.97	2.18
iC ₅	0.15	21.87	2.40
nC ₅	0.06	13.76	4.71
C ₆ +pes.		69.09	90.00

CARACTERÍSTICAS DE LAS FRACCIONES OBTENIDAS

PRUEBAS	NAFTA	KEROSINA	GASÓLEOS		GASÓLEOS		RES.	
	LIG.PR	LIG.PR	PES. PR	LIG.PR	PES.PR	LIG.VC	PES.VC	VC
Peso Esp. @ 20/4 °C	0.726	0.798	0.835	0.875	0.890	0.902	0.930	1.013
° API	62.47	46.22	37.35	29.68	26.97	24.87	20.19	7.1
Color Saybolt	+28	+27	+24					
Color ASTM				1.6	1.6	3		
Temp. Ecurr. °C				+3	+19	+29	+41	
Temp. Cong. °C		-48						
Factor de	12.2	11.9	11.8	11.7			12.3	
Caracterización								
Viscosidad SSF @ 1000°C								754
% Volatilidad								2
DESTILACIÓN								
TIE, °C	49	153	236	304			366	
10%, °C	80	176	254	315			441	
30%, °C	102	190	260	319			462	
50%, °C	123	202	267	323			482	
70%, °C	143	213	275	330			531	
90%, °C	169	227	237	343			538	
95%, °C	183	232	293	351			-	
TFE, °C	194	243	300	357			538	
Recuperado %	98	98	98	98			97	

CARACTERÍSTICAS DEL CRUDO "MAYA"

<u>TIPO DE ANÁLISIS</u>	<u>RESULTADO</u>
Peso específico @ 20/4° C	0.933
° API	19.71
Factor de caracterización	11.51
Agua por destilación, % vol	0.1
Sedimento, % vol	0.2
Viscosidad @ 37.8 ° C, seg	4.8
Sal, Lb/Mbls	45.66
Azufre Total, %w	3.49
Carbón, %w	11.15
Cenizas, %w	0.52
Asfaltenos en nC ₅	17.21
Acidez, mg KOH/g	0.34
Fierro, ppm	2.87
Vanadio, ppm	305
Níquel, ppm	76.08
Cobre, ppm	0.55
Calcio, ppm	6.89
Magnesio, ppm	0.48
Plomo, ppm	0.0
Cloruros ppm	0.9
Pentano, %vol	1.1
Destilación Hempel	
TIE, °C	44
10%, °C	138
20%, °C	195
30%, °C	258
40%, °C	285
50%, °C	-
TFE	320
RECUPERADO, %vol	45.3

DESTILACIÓN TÉCNICA. RENDIMIENTOS OBTENIDOS

<u>PRODUCTO</u>	<u>TFE TEÓRICA</u> °C	<u>TFE REAL</u> °C	<u>RENDIMIENTO REAL</u> %vol
Gas Licuado	=	=	0.4
Nafta Ligera	190	189	17
Primaria			
Kerosina Ligera	250	242	8
Primaria			
Kerosina Pesada	300	315	11
Primaria			
Gasóleo Ligero	380	366	7
Primario			
Gasóleo Pesado	415	-	5
Primario			
Gasóleo Ligero de Vacío	445	-	8
Gasóleo Pesado de Vacío	538	538	10
Residuo de Vacío	-	-	36.6

COMPOSICIÓN DE LOS PRODUCTOS LIGEROS

<u>COMPONENTE</u>	<u>INCONDENSABLES</u> %MOL	<u>GAS LICUADO</u> %VOL. LIQ	<u>NAFTA PRIMARIA</u> %VOL LIQ.
H ₂ S	0.12		
C ₁	94.94		
C ₂	1.69		
C ₃	2.21	0.12	0.36
iC ₄	0.53	0.34	0.32
nC ₄	0.20	3.04	1.85
iC ₅	0.18	5.53	2.01
nC ₅	0.13	18.19	4.00
C ₆ +pes.		72.78	91.46

CARACTERÍSTICAS DE LAS FRACCIONES OBTENIDAS

PRUEBAS	NAFTA			KEROSINA		GASÓLEOS		GASÓLEOS		RES.
	LIG.PR	LIG.PR	PES.PR	LIG.PR	PES.PR	LIG.VC	PES.VC	VC		
Peso Esp. @ 20/4 °C	0.724	0.795	0.837	0.875	0.892	0.914	0.941	1.05		
° API	63.00	45.8	36.95	29.5	26.27	22.84	18.43	4		2.36
Color Saybolt	+29	+29	+26							
Color ASTM				1.0	1.6	4				
Temp. Ecurr. °C				+3	+18	+30	+41			
Temp. Cong. °C		-48								
Factor de Caracterización	12.3	12.0	11.8	11.7			11.8			
Viscosidad SSF @ 1000°C										4550
% Volatilidad										0
DESTILACIÓN										
TIE, °C	49	176	242	298				391		
10%, °C	83	193	252	311				457		
30%, °C	110	190	265	317				485		
50%, °C	130	202	274	322				502		
70%, °C	149	210	283	331				521		
90%, °C	172	218	293	345				538		
95%, °C	183	229	305	355				-		
TFE, °C	189	242	315	366				538		
Recuperado %	98	98	98	98				90		

APÉNDICE

2

DATOS DE OPERACIÓN Y MODIFICACIONES DE LA PLANTA COMBINADA No.1

Equipo de intercambio de calor

Equipo	Fluido por T.	T ent T (°C)	T sal T (°C)	Fluido por C.	T ent C (°C)	T sal C (°C)
EA101	Crudo	91.79	120.99	Turbosina	388.94	224.40
EA101A	Crudo	120.99	185.00	RGOLV	401.18	154.99
EA102A	Crudo	185.00	219.93	Kerosina	459.73	312.17
EA102B	Crudo	91.78	109.99	Kerosina	312.17	236.82
EA103A	Crudo	219.93	271.56	GOLP	540.39	364.11
EA103B	Crudo	43.33	136.00	GOLP	364.11	277.26
EA104A	Crudo	109.99	296.00	GOLV	631.25	461.69
EA104B	Crudo	136.00	161.00	GOLV	461.69	288.12
EA105A	Crudo	146.66	352.99	RGOLP	540.17	389.98
EA105B	Crudo	201.00	262.47	RGOLP	389.98	221.99
EA106A	GOPP	652.65	494.38	Crudo	352.99	393.99
EA106B	GOPP	494.20	429.71	Crudo	262.47	280.00
EA107A	Crudo	395.00	421.98	GOPV	504.59	472.58
EA107B	Crudo	360.86	402.99	GOPV	544.58	504.59
EA107C	Crudo	161.00	220.84	GOPV	472.58	432.77
EA107D	Crudo	280.00	221.99	Red. Visc.	442.20	401.10
EA107F	Crudo	302.99	361.00	Red. Visc.	544.71	442.38
EA108A	Res. vac.	685.11	602.90	Crudo	422.00	444.79
EA108B	Res. vac	602.90	550.14	Crudo	402.99	451.99

Columnas de destilación

Equipo	Carga (BPD)	Temp. Alim (°F)	Presión Domo (Psia)
DA101 A	82969	428	35.55
DA101 B	82956	433	35.55
DA102	139618	698	-14.4
DA103A	12824	393	21
DA103B	17274	467	21.5
DA103C	20159	549	21.8
DA1030	11954	854	22
DA201	67174	760	17 mmHgabs

Calentadores a Fuego Directo

Equipo	Carga (BPD)	T alim (°F)	T sal (°F)
BA101A/B	165925	451	698
BA201	67174	693	760

APÉNDICE

3

RESULTADOS UTILIZANDO EL SIMULADOR DE PROCESOS HYSIM

TABLA 5.1 RESULTADOS: COMPARACIÓN HYSIM VS. OPERACIÓN

	GASOLINA DESPUNTE DA-101A			GASOLINA DESPUNTE ADA-101B		
	HYSIM	OPER.	%ERROR	HYSIM	OPER.	%ERROR
Temp (F)	328.57	333	1.32925	388.38	350.00	9.88270
P (psig)	35.60	35.55	0.14065	35.55	35.55	0.00000
Flujo Molar (lbmol/hr)	1942.79	2182	10.06293	1907.02	1965.00	3.04035
Flujo Másico (lb/hr)	168996.89	1.76E+05	3.76032	151596.18	169939.35	12.10002
Flujo Volumétrico(BPD)	16370.19	16444	0.44886	12311.00	16494.25	33.97976

	CRUDO DESPUNTADO DA-101A			CRUDO DESPUNTADO ADA-101B		
	HYSIM	OPER.	%ERROR	HYSIM	OPER.	%ERROR
Temp (F)	425.45	426.00	0.12972	424.7506	435.6	2.55430
P (psig)	227.50	227.50	0.00000	227.5	227.5	0.00000
Flujo Molar (lbmol/hr)	3418.70	3536.00	3.31726	3444.6689	3479	0.99664
Flujo Másico (lb/hr)	947910.48	925900.00	2.37720	952114.5185	9.20E+05	3.38347
Flujo Volumétrico(BPD)	70173.82	70075.00	0.14101	70519.7527	69541	1.38791

	NAFTA			TURBOSINA		
	HYSIM	OPER.	%ERROR	HYSIM	OPER.	%ERROR
Temp (F)	82.40	83.0	0.72816	388.38	388.00	0.09854
P (psig)	4.60	4.7	1.08696	6.40	6.41	0.15625
Flujo Molar (lbmol/hr)	788.18	784.0	0.53051	907.08	964.00	6.27505
Flujo Másico (lb/hr)	82878.10	84139.0	1.52139	151596.18	148010.00	2.36562
Flujo Volumétrico(BPD)	7570.00	7570.0	0.00000	12311.00	12308.00	0.02437

	KEROSINA			GOLP		
	HYSIM	OPER.	%ERROR	HYSIM	OPER.	%ERROR
Temp (F)	458.74	464.00	1.14607	539.64	550.00	1.91995
P (psig)	6.80	6.82	0.29412	7.20	7.21	0.13889
Flujo Molar (lbmol/hr)	1066.30	1077.00	1.00369	1,117.22	1143.00	2.30714
Flujo Másico (lb/hr)	212623.30	209790.00	1.33255	260,376.04	256550.00	1.46943
Flujo Volumétrico(BPD)	16823.40	16823.00	0.00238	20,141.79	20158.00	0.08047

TABLA 5.1(CONTINUACION) RESULTADOS: COMPARACION HYSIM VS. OPERACION

	GOPP			RES-ATMS		
	HYSIM	OPER.	%ERROR	HYSIM	OPER.	%ERROR
Temp (F)	630.32	658.00	4.39183	672.06	668.00	0.60355
P (psig)	7.58	7.57	0.06601	8.10	8.11	0.12346
Fujo Molar (lbmol/hr)	392.42	394.00	0.40291	1945.32	1995.00	2.55394
Flujo Másico (lb/hr)	124233.30	122600.00	1.31470	998191.97	953000.00	4.52738
Flujo Volumétrico(BPD)	9190.00	9190.00	0.00000	68166.34	67174.00	1.45576

	GOLV			GOPV		
	HYSIM	OPER.	%ERROR	HYSIM	OPER.	%ERROR
Temp (F)	401.18	430.00	7.18480	553.15	604.40	9.26484
P (psig)	-14.40			-14.40		
Fujo Molar (lbmol/hr)	423.07			2106.84		
Flujo Másico (lb/hr)	154069.30			855901.64		
Flujo Volumétrico(BPD)	11200.00	10660.00	4.82145	16800.00	16700.00	0.59524

	RES-VACIO		
	HYSIM	OPER.	%ERROR
Temp (F)	748.51	721.40	3.62207
P (psig)	-14.40		
Fujo Molar (lbmol/hr)	933.25		
Flujo Másico (lb/hr)	609663.39		
Flujo Volumétrico(BPD)	40150.00	38555.00	3.97260

A continuación se presenta una tabla comparativa entre los resultados obtenidos mediante el simulador Hysim y los datos de diseño de la planta.

TABLA 5.2 RESULTADOS: COMPARACIÓN HYSIM VS. DISEÑO

	NAFTA			TURBOSINA		
	HYSIM	DISEÑO	%ERROR	HYSIM	DISEÑO	%ERROR
Temp (F)	82.40			388.38		
P (psig)	4.60			6.40		
Fujo Molar (lbmol/hr)	788.18			907.08		
Flujo Másico (lb/hr)	82878.10			151596.18		
Flujo Volumétrico(BPD)	39309.24	42000.00	6.84511	12311.00	15000.00	21.84225
ASTM D86 10% , °F	155.20	167.00	7.60309	395.00	415.99	5.31392
ASTM D86 30% , °F	188.60	215.00	13.99788	415.10	431.98	4.06649
ASTM D86 50% , °F	264.60	257.00	2.87226	427.60	429.99	0.55893
ASTM D86 70% , °F	314.40	298.99	4.90140	440.30	438.99	0.29752
ASTM D86 90% , °F	351.60	351.98	0.10808	459.70	447.99	2.54731

	KEROSINA			GOLP		
	HYSIM	DISEÑO	%ERROR	HYSIM	DISEÑO	%ERROR
Temp (F)	458.74			539.64		
P (psig)	6.80			7.20		
Fujo Molar (lbmol/hr)	1066.30			1,117.22		
Flujo Másico (lb/hr)	212623.30			260,376.04		
Flujo Volumétrico(BPD)	16823.40	17550.00	4.31898	20,141.79	9,750.00	51.59319
ASTM D86 10% , °F	466.30	486.98	4.43491	523.40	579.99	10.81200
ASTM D86 30% , °F	486.10	494.99	1.82884	557.50	585.98	5.10852
ASTM D86 50% , °F	504.80	505.99	0.23574	595.20	593.99	0.20329
ASTM D86 70% , °F	529.90	514.99	2.81374	639.10	603.98	5.49523
ASTM D86 90% , °F	630.40	531.98	15.61231	704.20	613.99	12.81028

	GOPP			RES-ATMS		
	HYSIM	DISEÑO	%ERROR	HYSIM	DISEÑO	%ERROR
Temp (F)	630.32			672.06		
P (psig)	7.58			8.10		
Fujo Molar (lbmol/hr)	392.42			1945.32		
Flujo Másico (lb/hr)	124233.30			998191.97		
Flujo Volumétrico(BPD)	9190.00	3900.00	57.56257	68166.34	61800.00	9.33942
ASTM D86 10% , °F	705.90	644.99	8.62870	733.00		
ASTM D86 30% , °F	737.40	647.99	12.12503	852.70		
ASTM D86 50% , °F	755.10	650.98	13.78890	1051.80		
ASTM D86 70% , °F	764.50	655.98	14.19490	1185.70		
ASTM D86 90% , °F	797.20	662.99	16.83517	1284.30		

TABLA 5.2 (CONTINUACIÓN) RESULTADOS: COMPARACIÓN HYSIM VS. DISEÑO

	GOLV			GOPV		
	HYSIM	DISEÑO	%ERROR	HYSIM	DISEÑO	%ERROR
Temp (F)	401.18			553.15		
P (psig)	-14.40			-14.40		
Fujo Molar (lbmol/hr)	423.07			2106.84		
Flujo Másico (lb/hr)	154069.30			855901.64		
Flujo Volumétrico(BPD)	11200.00	14214.00	26.91069	16800.00	14214.00	15.39286
ASTM D86 10% , °F	713.50	658.99	7.63980	782.40	795.99	1.73696
ASTM D86 30% , °F	766.80	718.98	6.23631	806.60	839.98	4.13836
ASTM D86 50% , °F	798.00	745.99	6.51779	839.20	869.99	3.66897
ASTM D86 70% , °F	838.20	759.99	9.33047	873.50	909.98	4.17630
ASTM D86 90% , °F	1046.80	790.00	24.53210	1066.30	959.99	9.96999

	RES-VACÍO		
	HYSIM	DISEÑO	%ERROR
Temp (F)	748.51		
P (psig)	-14.40		
Fujo Molar (lbmol/hr)	933.25		
Flujo Másico (lb/hr)	609663.39		
Flujo Volumétrico(BPD)	40150.17	33372.00	16.88204
ASTM D86 10% , °F	959.80		
ASTM D86 30% , °F	1063.50		
ASTM D86 50% , °F	1160.90		
ASTM D86 70% , °F	1213.10		
ASTM D86 90% , °F	1273.80		

En la siguiente tabla se muestra una comparación entre los resultados obtenidos por el simulador Hysim considerando todos sus platos como platos teóricos y comparándolos contra una tomando en cuenta que la eficiencia de los platos es de 55% .

TABLA 5.4 RESULTADOS: COMPARACIÓN ENTRE PLATOS CON EFICIENCIA VS. IDEALES

	NAFTA			TURBOSINA		
	EFICIENCIA IDEALES	%ERROR		EFICIENCIA IDEALES	%ERROR	
Temp (F)	82.40	82.40	0.00000	388.38	391.15	0.71262
P (psig)	4.60	4.60	0.08696	6.40	6.40	0.06250
Flujo Molar (lbmol/hr)	788.18	790.99	0.35661	907.08	900.04	0.77635
Flujo Másico (lb/hr)	82878.10	82756.69	0.14650	151596.18	150674.25	0.60815
Flujo Volumétrico(BPD)	7570.00	7570.00	0.00000	12387.05	12307.92	0.63883
TIE , °F	142.40	142.40	0.00000	323.60	337.50	4.29543
ASTM D86 2% , °F	145.60	145.60	0.00000	371.10	384.90	3.71867
ASTM D86 5% , °F	149.80	149.80	0.00000	389.80	394.50	1.20575
ASTM D86 10% , °F	155.20	155.20	0.00000	395.00	404.00	2.27848
ASTM D86 15% , °F	157.20	157.20	0.00000	403.30	407.80	1.11579
ASTM D86 20% , °F	159.20	159.20	0.00000	407.80	410.50	0.66209
ASTM D86 30% , °F	188.60	188.20	0.21209	415.10	416.00	0.21682
ASTM D86 40% , °F	226.20	226.00	0.08842	421.50	421.50	0.00000
ASTM D86 50% , °F	264.60	263.30	0.49131	427.60	426.90	0.16370
ASTM D86 60% , °F	290.60	289.40	0.41294	433.60	432.30	0.29982
ASTM D86 70% , °F	314.40	314.40	0.00000	440.30	439.30	0.22712
ASTM D86 80% , °F	338.40	333.30	1.50709	448.80	447.90	0.20053
ASTM D86 90% , °F	351.60	343.80	2.21843	459.70	459.30	0.08701
ASTM D86 95% , °F	367.00	353.30	3.73297	473.50	466.60	1.45723
ASTM D86 98% , °F	383.60	363.20	5.31804	487.50	474.80	2.60513

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

**TABLA 5.4 (CONTINUACIÓN) RESULTADOS: COMPARACIÓN
PLATOS CON EFICIENCIA VS. IDEALES**

	KEROSINA			GOLP		
	EFICIENCIA IDEALES	%ERROR		EFICIENCIA IDEALES	%ERROR	
Temp (F)	458.74	459.46	0.15693	539.64	540.25	0.11324
P (psig)	6.80	6.80	0.05881	7.20	7.20	0.05554
Fujo Molar (lbmol/hr)	1066.30	1064.52	0.16683	1,117.22	1,100.39	1.50709
Flujo Másico (lb/hr)	212623.30	212688.49	0.03066	260,376.04	256,789.54	1.37743
Flujo Volumétrico(BPD)	16823.40	16823.40	0.00000	20,141.79	19,860.90	1.39457
TIE, °F	369.30	378.10	2.38289	382.40	383.40	0.26151
ASTM D86 2%, °F	431.60	435.40	0.88044	473.70	476.20	0.52776
ASTM D86 5%, °F	453.30	457.40	0.90448	505.20	506.80	0.31671
ASTM D86 10%, °F	466.30	471.50	1.11516	523.40	525.60	0.42033
ASTM D86 15%, °F	474.00	478.30	0.90717	534.80	537.50	0.50486
ASTM D86 20%, °F	478.50	481.70	0.66876	543.90	546.90	0.55157
ASTM D86 30%, °F	486.10	489.10	0.61716	557.50	557.90	0.07175
ASTM D86 40%, °F	495.40	495.60	0.04037	574.40	574.80	0.06964
ASTM D86 50%, °F	504.80	503.90	0.17829	595.20	595.00	0.03360
ASTM D86 60%, °F	514.70	511.60	0.60229	615.20	614.10	0.17880
ASTM D86 70%, °F	529.90	525.30	0.86809	639.10	638.40	0.10953
ASTM D86 80%, °F	558.50	554.70	0.68039	668.70	666.50	0.32900
ASTM D86 90%, °F	630.40	629.40	0.15863	704.20	692.80	1.61886
ASTM D86 95%, °F	678.50	677.30	0.17686	717.90	713.60	0.59897
ASTM D86 98%, °F	712.20	710.00	0.30890	751.80	729.70	2.93961

**TABLA 5.4 (CONTINUACIÓN) RESULTADOS: COMPARACIÓN
PLATOS CON EFICIENCIA VS. IDEALES**

	GOPP			RES-ATMS		
	EFICIENCIA IDEALES	%ERROR		EFICIENCIA IDEALES	%ERROR	
Temp (F)	630.32	630.21	0.01778	672.06	672.04	0.00256
P (psig)	7.58	7.57	0.05280	8.10	8.10	0.04938
Fujo Molar (lbmol/hr)	392.42	392.54	0.03105	1945.32	1946.81	0.07687
Flujo Másico (lb/hr)	124233.30	124225.57	0.00622	998191.97	998699.00	0.05080
Flujo Volumétrico(BPD)	9190.00	9190.00	0.00001	68166.34	68203.43	0.05442
TIE, °F	579.20	602.70	4.05732	618.90	645.90	4.36258
ASTM D86 2%, °F	647.70	659.00	1.74463	668.50	679.20	1.60060
ASTM D86 5%, °F	681.80	689.40	1.11470	701.80	704.90	0.44172
ASTM D86 10%, °F	705.90	709.50	0.50999	733.00	734.30	0.17735
ASTM D86 15%, °F	714.90	718.20	0.46160	759.00	763.70	0.61924
ASTM D86 20%, °F	724.30	727.20	0.40039	780.00	785.80	0.74359
ASTM D86 30%, °F	737.40	737.80	0.05424	852.70	852.80	0.01173
ASTM D86 40%, °F	743.20	743.00	0.02691	958.20	958.80	0.06262
ASTM D86 50%, °F	755.10	753.70	0.18541	1051.80	1052.00	0.01902
ASTM D86 60%, °F	761.70	760.70	0.13129	1132.00	1132.10	0.00883
ASTM D86 70%, °F	764.50	763.90	0.07848	1185.70	1185.70	0.00000
ASTM D86 80%, °F	786.60	778.70	1.00432	1232.90	1232.90	0.00000
ASTM D86 90%, °F	797.20	795.50	0.21325	1284.30	1284.40	0.00779
ASTM D86 95%, °F	834.00	805.70	3.39329	1315.00	1315.00	0.00000
ASTM D86 98%, °F	843.40	833.80	1.13825	1335.80	1335.80	0.00000

APÉNDICE

4

RESULTADOS UTILIZANDO EL SIMULADOR DE PROCESOS HYSYS

La tabla siguiente muestra una comparación entre los resultados obtenidos en el Simulador de Proceso Hysim y el Simulador de Procesos Hysys.

TABLA 5.3 RESULTADOS: COMPARACIÓN HYSIM VS. HYSYS

	NAFTA			TURBOSINA		
	HYSIM	HYSYS	%ERROR	HYSIM	HYSYS	%ERROR
Temp (F)	82.40	82.40	0.00000	388.38	389.13	0.19131
P (psig)	4.60	4.60	0.08694	6.40	6.40	0.06249
Fujo Molar (lbmol/hr)	788.18	787.84	0.04378	907.08	922.23	1.66975
Flujo Másico (lb/hr)	82878.10	82892.33	0.01716	151596.18	154341.68	1.81106
Flujo Volumétrico(BPD)	7570.00	7570.00	0.00000	12311.00	12607.64	2.40954
ASTM D86 10% , °F	155.20	155.16	0.02382	395.00	395.76	0.19246
ASTM D86 30% , °F	188.60	188.80	0.10346	415.10	415.88	0.18849
ASTM D86 50% , °F	264.60	265.11	0.19150	427.60	428.62	0.23944
ASTM D86 70% , °F	314.40	314.50	0.03312	440.30	441.18	0.19975
ASTM D86 90% , °F	351.60	351.68	0.02139	459.70	461.11	0.30645

	KEROSINA			GOLP		
	HYSIM	HYSYS	%ERROR	HYSIM	HYSYS	%ERROR
Temp (F)	458.74	459.46	0.15693	539.6392	540.25	0.11324
P (psig)	6.80	6.80	0.05881	7.2	7.20	0.05554
Fujo Molar (lbmol/hr)	1066.30	1064.52	0.16683	1117.2241	1,100.39	1.5071
Flujo Másico (lb/hr)	212623.30	212688.49	0.03066	260376.0398	256,789.54	1.37743
Flujo Volumétrico(BPD)	16823.40	16823.40	0.00000	20141.79	19,860.90	1.39457
ASTM D86 10% , °F	466.30	467.43	0.24233	523.40	523.69	0.05541
ASTM D86 30% , °F	486.10	486.20	0.02057	557.50	557.66	0.02870
ASTM D86 50% , °F	504.80	509.53	0.93700	595.20	595.52	0.05376
ASTM D86 70% , °F	529.90	531.36	0.27552	639.10	639.71	0.09545
ASTM D86 90% , °F	630.40	630.92	0.08249	704.20	704.18	0.00284

	GOPP			RES-ATMS		
	HYSIM	HYSYS	%ERROR	HYSIM	HYSYS	%ERROR
Temp (F)	630.32	630.21	0.01778	672.06	672.04	0.00256
P (psig)	7.58	7.57	0.05280	8.10	8.10	0.04938
Fujo Molar (lbmol/hr)	392.42	392.54	0.03105	1945.32	1946.81	0.07687
Flujo Másico (lb/hr)	124233.30	124225.57	0.00622	998191.97	998699.00	0.05080
Flujo Volumétrico(BPD)	9190.00	9190.00	0.00000	68166.34	68203.43	0.05442
ASTM D86 10% , °F	705.90	705.72	0.00025	733.00	732.99	0.00136
ASTM D86 30% , °F	737.40	737.26	0.00019	852.70	852.60	0.01173
ASTM D86 50% , °F	755.10	754.88	0.00029	1051.80	1051.60	0.01902
ASTM D86 70% , °F	764.50	764.31	0.00025	1185.70	1185.70	0.00000
ASTM D86 90% , °F	797.20	796.75	0.00056	1284.30	1284.30	0.00000

TABLA 5.3 (CONTINUACIÓN) RESULTADOS: COMPARACIÓN HYSIM VS. HYSYS

	GOLV			%ERROR			GOPV			%ERROR		
	HYSIM	HYSYS		HYSIM	HYSYS		HYSIM	HYSYS		HYSIM	HYSYS	
Temp (F)	401.1763	401.5569	0.000949	553.1514	553.0808175	0.000128						
P (psig)	-14.4	-14.404	0.000278	-14.4	-14.404	0.000278						
Fujo Molar (lbmol/hr)	423.07	423.3169	0.000584	2106.8449	2108.027503	0.000561						
Flujo Másico (lb/hr)	154069.298	154064.6	3.06E-05	855901.6409	855858.0242	5.1E-05						
Flujo Volumétrico(BPD)	11200.0024	11199.97	3.34E-06	61399.9957	61400.03006	5.6E-07						
ASTM D86 10% , °F	713.5	714.58	0.001514	782.4	740.08	0.05409						
ASTM D86 30% , °F	766.8	754.93	0.01548	806.6	805.44	0.001438						
ASTM D86 50% , °F	798	797.72	0.000351	839.2	840.87	0.00199						
ASTM D86 70% , °F	838.2	837.79	0.000489	873.5	873.4	0.000114						
ASTM D86 90% , °F	1046.8	1039.77	0.006716	1066.3	1066.24	5.63E-05						

	RES-VACÍO		
	HYSIM	HYSYS	%ERROR
Temp (F)	748.51	748.4644	0.00631
P (psig)	-14.40	-14.404	0.02778
Fujo Molar (lbmol/hr)	933.25	934.1211	0.09301
Flujo Másico (lb/hr)	609663.39	610225.3	0.09217
Flujo Volumétrico(BPD)	40150.17	40187.26	0.09238
ASTM D86 10% , °F	959.80	959.67	0.01354
ASTM D86 30% , °F	1063.50	1063.48	0.00188
ASTM D86 50% , °F	1160.90	1160.97	0.00603
ASTM D86 70% , °F	1213.10	1213.97	0.07172
ASTM D86 90% , °F	1273.80	1273.79	0.00079