



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

---

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO DE LA  
PLANTA COMBINADA No. 1 DE LA  
REFINERÍA DE TULA, PARA EL MANEJO  
DEL CRUDO (MAYA)**

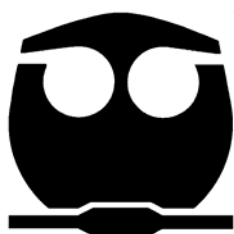
**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE**

**I N G E N I E R A Q U Í M I C A**

**PRESENTA**

**GUADALUPE MACUIL ROBLES**



México, D.F.

2007



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

# AGRADECIMIENTOS

A **Díos** por haberme permitido llegar hasta aquí y por iluminarme para seguir recorriendo este camino.

A mis **Abuelitos †**, que dejaron de estar físicamente con mi familia pero quiero decirles en donde quiera que estén que los llevo en mi corazón y gracias por enseñarme tantas cosas que uno aprende a lo largo de la vida.

A mis **Padres** por sus enseñanzas, por la educación que me inculcaron, sobre todo por que siempre me han brindado su apoyo, confianza y cariño en todo momento.

A mis **hermanos: Nacho, Sergio, Marco, Cheli, Fabí, Edgar y Luz** por estar ahí siempre unidos y por que me impulsaron a seguir adelante y a no dejarme vencer tan fácilmente, los quiero mucho.

A mi asesor el **Ing. Celestino Montiel** Maldonado por haberme invitado a formar parte del **LsyOP**, donde he aprendido muchas cosas aparte le agradezco por sus enseñanzas, confianza, consejos, apoyo y por la experiencia que uno siempre aprende de la gente grande.

A mis profesores y muy en especial a la **Q. Ana Isabel Carranco Pérez, IQ Genovevo Silva Pichardo, IQ Manuel Vázquez Islas, Dr. Tatiana Klímova Berestneva y Q. Josefina Elizalde Torres**, por haberme ayudado en el momento en que más lo necesitaba gracias por guiarme y darme esos consejos.

A **José María** (Bokhímíto) por apoyarme en la realización de este trabajo así como por darme todo su cariño y amor. "Te quiero mucho bebe".

A mis dos grandes amigas: **Angie y María Elena**, les agradezco por que cada día que pase en la facultad me sentía como en familia compartiendo las aulas, además de que he tenido las mejores experiencias de la vida y ahora solo les puedo decir gracias por ayudarme en la realización de esta tesis y por el apoyo moral que uno a veces necesita tanto para seguir adelante, gracias a ustedes no pude sentir tanto la distancia con mi familia y solo les puedo decir que las quiero mucho.

A mis **amigos: Kitzia, Juan Carlos, Annel, Iris, Karina, Elías, Gustavo, Markitos, Noemí Uchida Tenorio, Arturo, Elena, Sergio, Gilberto, Alejandro, Markitos, Juan Antonio, Takao, Chendo, Omar, Chavolla, Noemí, Sandra, Alondra, Alma**, les agradezco por que me permitieron conocerlos, compartir muchas cosas con ustedes y gracias a eso ahora puedo decir que soy una mejor persona los quiero mucho.

A la **UNAM** que es la máxima casa de estudios por mejorar el nivel académico así como sus instalaciones día a día.

A la **Facultad de Química** por su alto rendimiento académico con la que forma y seguirá formando futuros profesionales de la Ingeniería Química.

Y por último le agradezco a todas las personas que de alguna manera me conocieron y convivieron conmigo.

"Dios no te hubiera dado la capacidad de soñar sin darte también la posibilidad de convertir tus sueños en realidad."

"Todos los triunfos nacen cuando nos atrevemos a comenzar."

"La única posibilidad de descubrir los límites de lo posible es aventurarse un poco más allá de ellos, hacia lo imposible."

"El éxito no es para los que piensan que pueden hacer algo sino para quienes lo hacen."

"El hombre nunca sabe de lo que es capaz hasta que lo intenta."

"Cuando estás próximo a realizar tus sueños todo cambia su color, lo mejor de todo es que el color lo pongas tú."

"El secreto de una vida plena es tener más comienzos que finales"  
Dave Weinbaum

"Hay quienes no pierden nada al intentarlo, hay quienes pierden todo si no lo intentan."

<b>1. INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>1</b>
<b>2. GENERALIDADES.....</b>	<b>4</b>
2.1 Ingeniería de Procesos.....	5
2.1.1 Diseño de Procesos.....	6
2.1.2 Síntesis de Procesos.....	7
2.1.3 Análisis de Procesos.....	8
2.1.4 Optimización de Procesos.....	10
2.2 Refinación del Crudo.....	10
2.2.1 Tipos de Crudo.....	13
2.2.2 Importancia de la Refinería del crudo.....	19
2.2.3 Origen del Petróleo (crudo).....	20
2.2.4 El Crudo y sus Fracciones.....	21
2.2.5 Propiedades Fisicoquímicas.....	23
2.2.6 Productos del Crudo.....	30
2.2.7 Especificaciones de los Productos.....	30
2.3 Descripción de la Refinería “Miguel Hidalgo”.....	31
2.3.1 Plantas de Proceso.....	36

<b>3. PROCESOS DE DESTILACIÓN DEL CRUDO DE LA PLANTA COMBINADA No.1 DE LA REFINERÍA “MIGUEL HIDALGO”</b> .....	37
3.1 Procesos de Destilación del Crudo.....	38
3.2 Descripción General de Procesos de Destilación Atmosférica	38
3.2.1 Precaentamiento.....	39
3.2.2 Desalado.....	39
3.2.3 Despunte.....	41
3.2.4 Alimentación a la Torre Atmosférica.....	43
3.2.5 Destilación Atmosférica.....	44
3.2.6 Alimentación a la Torre de Vacío.....	52
3.2.7 Destilación al vacío.....	52
3.3 Descripción de la Planta Combinada No.1 de Destilación..	61
<b>4. ESQUEMA DE SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA No.1 DE LA REFINERÍA “MIGUEL HIDALGO”</b> .....	65
4.1 Pasos para generar el esquema de Simulación de la Planta Combinada No.1.....	66
<b>5. SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA No. 1 DE LA REFINERÍA “MIGUEL HIDALGO”</b> .....	72
<b>6. CONCLUSIONES</b> .....	84
<b>APÉNDICE 1.</b> Caracterización de los Crudos (Istmo y Maya).....	87
<b>APÉNDICE 2.</b> Hojas de especificación de algunos equipos obtenidas mediante la simulación de la Planta Combinada No.1.....	90
<b>BIBLIOGRAFÍA</b> .....	118

# CAPÍTULO 1

## INTRODUCCIÓN



Actualmente se procesan crudos que cada vez son de menor calidad, lo cual aunado a la tendencia general de poner más atención a los aspectos de salud y ambientales, ha provocado que existan cambios en el equipo y operación de una refinería, volviéndose un reto el cumplimiento de los nuevos requerimientos y regulaciones sin perder competitividad ni rentabilidad.

La elaboración de los diferentes procesos se ajusta, por un lado a las leyes fundamentales y por otro a las limitaciones y requerimientos que el hombre ha impuesto. Debido a esto, ya no es suficiente hacer o tener un proceso, sino que cada día es más necesario analizarlo para su optimización ya sea energética, económica, etc. Este concepto es el que tienden a adoptar las tecnologías modernas de procesos para poder ser competitivas.

El presente trabajo se centra en la simulación de la primera sección de procesamiento en la refinación del crudo de la Refinería “Miguel Hidalgo”, que es la Planta Combinada No.1, la cual la integra la sección de destilación atmosférica y la de vacío. Para la simulación del proceso se utilizó el simulador de procesos químicos HYSYS de la compañía ASPENTECH.

Se estudió el tema de refinación del crudo en general para posteriormente profundizar en el tema de la Destilación Combinada (atmosférica y al vacío). Se describen los procesos en general en la primera parte, para después detallar el actual proceso de la Planta Combinada No.1 de la Refinería Miguel Hidalgo. Posteriormente se dan algunos conceptos básicos de la Simulación de Procesos y del uso del simulador HYSYS de la compañía ASPENTECH. Finalmente se explica el programa de simulación mediante el cual fue posible representar lo más cercanamente posible la operación de dicha planta. Para así presentar y analizar este trabajo.



## OBJETIVOS GLOBALES

Analizar el comportamiento de las columnas atmosférica y de vacío de la Planta Combinada No. 1 de la Refinería “Miguel Hidalgo” ubicada en Tula, Hidalgo, al cambio en la alimentación del tipo de crudo.

El objetivo de este trabajo se centra principalmente en el análisis de las columnas de destilación atmosférica(DA-102) y al vacío (DA201) de la Planta Combinada No. 1 de la Refinería “Miguel Hidalgo” debido a que las corrientes de proceso ya sean productos, alimentaciones, recirculaciones, etc. dependen principalmente del buen funcionamiento de estas y en consecuencia se modifica la operación en el resto de los equipos que conforman la planta (intercambiadores, desaladoras, torres de despunte, etc.).

Desarrollar un esquema de simulación confiable para que en el futuro pueda aplicarse a una simulación dinámica y sirva de base en la toma de decisiones de esta sección de la planta.

## ALCANCE

Llevar a cabo el análisis de comportamiento de columnas atmosféricas y de vacío al cambio en las alimentaciones como es el tipo de crudo, mediante la simulación de procesos utilizando el simulador HYSYS de la compañía ASPENTECH.

# CAPÍTULO 2

## GENERALIDADES



## 2.1 Ingeniería de Procesos

La Ingeniería de Procesos como una disciplina formal dentro de la Ingeniería Química va de la mano con el desarrollo de nuevas metodologías. Esta la Ingeniería de Procesos se define como la creación y cuantificación o análisis de diagramas de flujo de proceso que formarán parte de una operación fácil, económica y segura de la planta. Dicha disciplina, exige la contribución de la ingeniería para el desarrollo, diseño y mejoramiento de procesos.

El desarrollo de procesos está orientado a la conceptualización del diseño de procesos enfocándose hacia un estudio de factibilidad del mismo. Por tanto, el desarrollo de un proyecto no solo implica reproducir resultados mediante programas de computadora, sino que debe ser tratado como un sistema dinámico susceptible de ser mejorado y con capacidad para ampliar sus habilidades mediante la incorporación de técnicas innovadoras.

La computación comenzó siendo una herramienta útil en la solución de operaciones simples dentro de un proceso; posteriormente se aplicó a las diferentes operaciones unitarias por separado y procesos químicos específicos y pequeños. Actualmente se utilizan grandes sistemas para manejar los procesos más complejos; de hecho, es posible afirmar que hoy en día ninguna planta química o petroquímica importante es construida sin la simulación y diseño del proceso con la ayuda de una computadora.

La creación o modificación de un equipo o un proceso, con toda la información que se debe generar para su fabricación o cambio, requiere de un diseño. Para dar una idea de la importancia del diseño dentro del desarrollo de un procesos o un equipo, se ha calculado que éste representa entre un 10% a 15% de la inversión. Además en la etapa de diseño se fija el 80% del costo final. El diseño de procesos forma parte de las primeras etapas en el proyecto global de la concepción de una planta química.

Hoy en día el significado de ingeniería de procesos ha crecido hasta el punto de considerarse la rama encargada de planear, diseñar, operar y controlar cualquier clase de operación unitaria o proceso químico.

### 2.1.1 Diseño de Procesos

El propósito de la Ingeniería Química es crear nuevos materiales. El Ingeniero Químico intenta llevar a cabo esta meta en la Ingeniería Química vía transformaciones químicas (o biológicas) y/o separación de materiales. El diseño de procesos y plantas es una actividad creativa por medio de la cual se generan ideas para entonces trasladarlas a los equipos y procesos para producir nuevos materiales o mejorar la calidad de los ya existentes.

Debemos de tratar de generar nuevas ideas para:

- Convertir productos de desecho en materiales reciclables.
- Crear nuevos materiales como son fibras sintéticas, alimentos, etc.
- Encontrar nuevos procesos químicos y producir materiales ya existentes para poder emplearlos.
- Emplear nuevas tecnologías (ingeniería genética, sistemas expertos, etc.).
- Obtener nuevos materiales de construcción (para altas temperaturas o altas presiones, polímeros especiales, etc.).

El trabajo fundamental para desarrollar el diseño de un proceso comprende muchos criterios de decisión, algunos de los cuales son reglas heurísticas, cuyo proceso de estructuración comprende esencialmente tres etapas, las cuáles se explicarán a continuación y se presentará un esquema donde se resumirán las etapas del Diseño de Procesos (Fig.2.1).

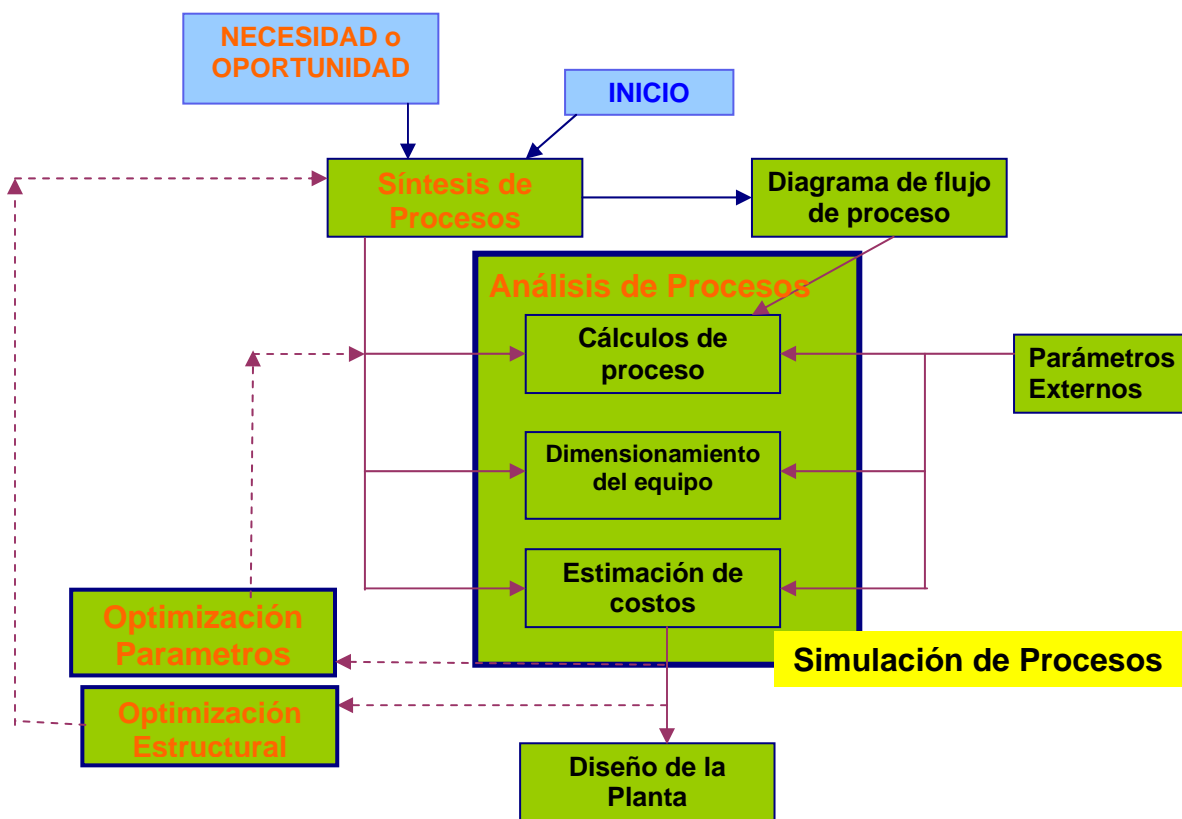


Figura 2.1 Etapas en el Desarrollo del Diseño de Procesos: Síntesis, Análisis y Optimización de Procesos.

### 2.1.2 Síntesis de Procesos

A partir de una necesidad se conciben una serie de ideas que involucran la transformación de materias primas a través de una secuencia de operaciones que tienen como finalidad obtener los productos deseados.

Se distinguen dos etapas, la primera consiste en elegir la ruta química de proceso, referida a las transformaciones químicas necesarias para obtener los productos deseados y la segunda considera el desarrollo de diagramas de flujo de proceso que incluyen la secuencia de las operaciones unitarias, recirculación de materias e integración de energía; es por ello; que se considera que ésta es una etapa inventiva.

La síntesis de procesos nace cuando a partir de una situación existente; como puede ser una necesidad social o una oportunidad económica, se conciben una serie de ideas que involucran materias primas y una secuencia de operaciones que logren la transformación de los productos deseados.

En esta etapa se deciden las unidades de procesos requeridas y su interconexión, es decir, se proponen tanto la estructura, como los balances de materia y energía, necesarios para obtener los productos deseados. La síntesis es una actividad que aparece repetidamente debido al carácter recursivo del diseño. En el caso de la síntesis de un diagrama de procesos, se generan otros subproblemas de síntesis como la red de intercambio de calor, o la secuencia de separación.

Los tres puntos más significativos en la síntesis son la representación, la búsqueda y la evaluación. Una representación adecuada permite algunas veces localizar rápidamente una solución o generar aquellas alternativas más competitivas, que de otra manera serían más difíciles de resolver. La búsqueda debe darnos todas las posibilidades existentes, para después realizar una evaluación económica de cada situación.

### **2.1.3 Análisis de Procesos**

Una vez que el diagrama de flujo es sintetizado tanto técnico como económico, se requiere hacer un análisis de viabilidad del proceso. En esta etapa se determinan los valores de las variables de diseño así como los modelos matemáticos y propiedades termofísicas a ser usados en cada operación del proceso. Se establece además una estrategia de diseño la cual incluye la estimación de los valores de las variables independientes así como los métodos de cálculo y criterios de convergencia.

El análisis del proceso consiste en descomponer el sistema propuesto en la etapa de síntesis en varios subsistemas, definiendo las relaciones entre cada uno de ellos.

Es importante saber descomponer el sistema ya que, al estar formado de muchos elementos, se puede llegar a generar un número grande de subsistemas, lo cual hace casi imposible su manejo.

Las herramientas para llevar a cabo el análisis son las más desarrolladas como ayuda para el diseño. En el análisis también se propone un modelo que describe los fenómenos en estudio. El modelo nos permite obtener valores para el dimensionamiento y la evaluación económica preliminar de un proceso así como las consecuencias de posibles modificaciones. En caso de modelar un equipo en funcionamiento, nos permite evaluar la eficiencia del funcionamiento de éste. El nivel de detalle de este modelo depende de las necesidades y posibilidades que se tengan.

Actualmente los balances de materia y energía pueden realizarse por medio de simuladores de procesos comerciales. Con estos datos se logra generar un dimensionamiento preliminar y la estimación de costos.

Una vez que se cubrieron estos puntos, el siguiente paso consiste en resolver los balances de materia y energía a través de la simulación para obtener información detallada de las corrientes de proceso así como las especificaciones de diseño de los equipos y requerimientos de los servicios auxiliares.

Reunida la información anterior se prosigue a hacer un estudio económico preliminar, para así poder confrontar tanto el aspecto técnico como el económico, considerando el factor de eficiencia termodinámica, la eficiencia de operación, los riesgos para la salud, seguridad y ambiente.

### 2.1.4 Optimización de Procesos

A partir de la información obtenida en la etapa de síntesis y análisis, esta etapa consiste en proponer alternativas de mejoramiento tanto en la estructura como en los parámetros del proceso para establecer una operación óptima y segura, a través del establecimiento de una función objetivo.

Una optimización estructural implica la alteración en número y tipo de equipos, así como sus interconexiones teniendo como objetivo fundamental mejorar el proceso u obtener un arreglo menos costoso, teniendo una influencia directa en la etapa de síntesis y por consiguiente en la etapa de análisis.

La optimización fue aplicable comercialmente en problemas a gran escala a finales de 1950 con el desarrollo de la programación lineal. Para utilizar los métodos de optimización, todavía se requiere un análisis de las variables de decisión del proceso, la elección de funciones objetivo y el uso de experiencias pasadas. Este trabajo se enfoca principalmente a la parte de síntesis y análisis, no incluyendo la parte de optimización, ya que el objetivo del presente trabajo se encuentra sólo dentro de las dos primeras divisiones del diseño de procesos.

### 2.2 Refinación del Crudo

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



- **Hidrocarburos:** Los hidrocarburos son los constituyentes principales de 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.
- **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.
- **Aromáticos:** Los compuestos aromáticos son hidrocarburos no saturados que contienen uno o más anillos y pueden estar unidos a un anillo nafténico o a 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 y naftalenos.

- **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 y asfáltenos.
- **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 del 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 de una refinería ya que pequeñas cantidades de éste hacen que el catalizador se envenene en los procesos de cracking, reformación catalítica y causa el aumento de 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 regenera 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 del crudo.
- **Compuestos 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 en 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.

### 2.2.1 Tipos de Crudo

En general existen dos tipos de crudo: ligero y pesado, considerando que a mayor gravedad y menor densidad el crudo es más ligero y viceversa. De esta manera la gama de tipos de crudo se amplía de forma significativa, utilizándose categorías que giran en torno a los dos tipos genéricos: extraligero, ligero dulce, ligero amargo y extrapesado, entre otros.

En México el petróleo producido se considera pesado o ligero según los siguientes criterios:

- Pesado: Petróleo crudo con densidad API igual o inferior a 27°. La mayor parte de la producción de este tipo de petróleo proviene de yacimientos de la Sonda de Campeche.
- Ligero y otros: Petróleo crudo con densidad API superior a 27°. Este tipo de crudo se produce tanto en la Sonda de Campeche como en otros yacimientos de explotación en el país.

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

- Istmo. Petróleo crudo ligero con densidad de 33.6°API y 1.3% de azufre en peso.
- Maya. Petróleo crudo pesado con densidad de 22° API y 3.3% de azufre en peso.
- Olmeca. Petróleo crudo muy ligero con densidad de 39.3° API y 0.8% de azufre en peso.

Los crudos varían de acuerdo a las diferentes proporciones de los distintos compuestos descritos anteriormente. Un crudo puede contener en su mayoría 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 asfalténico y nafténico:** Este tipo de crudos tienen un bajo contenido de parafinas y el residuo está formado básicamente por asfáltenos (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 de mezcla:** Los crudos de 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. En la tabla 2.1 se muestra lo anteriormente descrito, que es la comparación entre el crudo parafínico y el nafténico.

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

TABLA 2.1 Composición de las Fracciones de los Crudos (%Vol. Liq.)

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 2.2 la calidad de los crudos seguiría 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. Y en la tabla 2.2 se proporciona la composición elemental de diferentes tipos de crudo en el mundo.

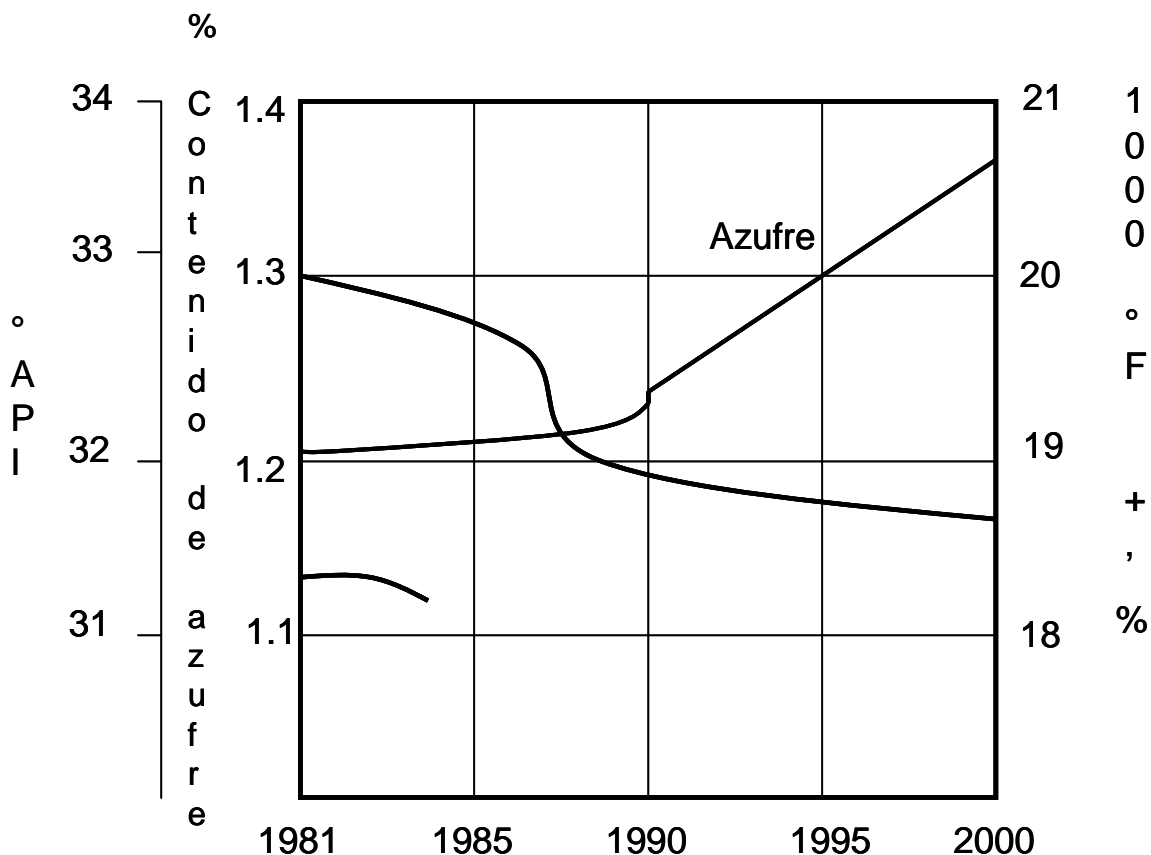


Figura 2.2 Calidad de crudos en el mundo

Origen	Carbono	Hidrogeno	Nitrógeno	Oxigeno	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	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	-	-	-
Venezuela	82.5	10.4	0.8	0.8	5.7

Tabla 2.2. Composición Elemental de Diferentes Tipos de Crudo (%W)

En México se principalmente procesa con dos tipos de crudo: Crudo Tipo Maya y Crudo Tipo Istmo. La diferencia entre estos dos tipos radica en los siguientes puntos que se mencionan en la tabla 2.3 donde se muestran algunas propiedades arrojadas de un análisis y en la tabla 2.4 se muestra los rendimientos obtenidos de los productos que se someten a una destilación técnica para los 2 tipos de crudo:

TIPO DE ANÁLISIS	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/Mbls	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 nC5	17.21	3.27
Acidez, mg KOH/g	0.34	0.41
Fierro, ppm	0.28	1.06
Vanadio, ppm	305	90.97
Níquel, ppm	76.08	8.43
Cobre, ppm	0.55	0.44
Calcio, ppm	6.89	4.73
Magnesio, ppm	0.48	0.18
Plomo, ppm	0.00	0.00
Cloruros, ppm	0.90	0.91
Pentano, % vol	1.1	1.90
Destilación Hempel		
TIE, °C	44	40
10%, °C	138	122
20%, °C	195	169
30%, °C	258	225
40%, °C	285	279
50%, °C	364	338

Tabla. 2.3 Resultados de Análisis a los dos Tipos de Crudo



### Destilación Técnica, Rendimientos Obtenidos

Producto	Rendimiento real crudo "Maya" (%vol)	Rendimiento real crudo "Istmo" (%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

Tabla 2.4. Rendimientos de los productos obtenidos en los dos tipos de crudo a realizarse una destilación técnica.

Como se observa de las tablas 2.8 y 2.9 respectivamente, el crudo Istmo presenta una mejor calidad que el Maya debido a que contiene una menor cantidad de hidrocarburos pesados y metales. Es por eso que en nuestro país existe la tendencia a exportar el crudo Istmo y el deseo en aumentar consumo del crudo Maya.

#### 2.2.2 Importancia de la Refinación del Crudo

La gran mayoría de los compuestos utilizados en la industria provienen del crudo que es extraído de los depósitos del subsuelo. Los aceites del petróleo, de la manera que se encuentran en la naturaleza, requieren de procesamiento para cumplir con las cantidades y especificaciones de los combustibles de transportación y los aceites para calentamiento necesarios, así como para mejorar su calidad mediante el cambio en los rangos de ebullición de los componentes.

Debido a que cada crudo tiene sus características específicas, se requieren diversos procesos de refinación y cada planta procesadora, conocida como una refinería, es diferente de otras refinerías que procesan varios crudos.

Los procesos de refinación son muy complejos y requieren equipos de instrumentación sofisticada. Como resultado, la industria de refinación del petróleo tiene un costo de inversión muy alto por trabajador. Aún con su complejidad esta industria es muy eficiente y los costos de refinación por galón de producto son bajos debido a las altas cantidades de crudo que se procesan.

En el crudo extraído directamente de los pozos, menos de la mitad de un barril promedio del mismo, puede ser utilizado como combustible para transportación (Gasolina, turbosina y diesel). El resto del barril contiene compuestos que poseen un punto de ebullición demasiado bajo para ser incluidos.

Debido a que los productos que ofrecen ganancia en grandes volúmenes son los combustibles para transportación, es necesario convertir la mayor parte del barril en estos, en la medida que sea económicamente posible. Existen refinerías que cuentan con el equipo necesario de conversión para producir una gran variedad de productos del crudo. Cualquier procesamiento adicional se añade a los costos de capital y de operación de la refinería y por lo tanto cualquier unidad de proceso debe ser justificada económicamente.

### **2.2.3 Origen del Petróleo (crudo)**

Proveniente del latín *petroleum* (Petra-piedra y oleum-aceite), que significa aceite de piedra. El crudo era conocido hace miles de años, pero fue a mediados del siglo XIX, cuando empezaron a descubrirse sus múltiples aplicaciones, iniciándose la gran industria del “oro negro”.

El petróleo corresponde a un grupo de sustancias bituminosas muy abundantes en la naturaleza, que se encuentran en variadas formas y reciben diversas denominaciones como petróleo en bruto, aceite de piedra, nafta, asfalto, o bien se halla mezclado con materias minerales, como ocurre en las pizarras bituminosas.

Se presume que el origen del petróleo es que proviene de la descomposición de restos de animales y plantas. Esta materia orgánica se cubrió lentamente con capas cada vez más gruesas de sedimentos, los cuales en condiciones determinadas de presión, temperatura y con el paso de millones de años, se transformaron en hidrocarburos.

Existen otras teorías basadas en que el petróleo es de origen inorgánico o mineral y otras aseguran que tiene su origen en los meteoritos que han caído en nuestro planeta, no obstante y a pesar de las incontables investigaciones que se han realizado, no existe una teoría infalible que explique el origen del petróleo.

#### **2.2.4 Crudo y sus Fracciones**

El aspecto del crudo es de un líquido viscoso variando el color entre amarillo y pardo oscuro hasta negro, con reflejos verdes, con olor característico y densidad menor al agua, por lo que flota en ella.

La estructura y el número de átomos de carbono dentro de las moléculas de los distintos compuestos, determinan en el petróleo diferentes propiedades físicas y químicas. Así tenemos que los hidrocarburos compuestos por uno a cuatro átomos de carbono son gaseosos, los que contienen de 5 a 20 son líquidos y son sólidos a temperatura y presión ambiente los que tienen más de 20.

Los crudos tienen distintas consistencias ya sea fluidos como agua ó sólidos de tipo alquitrán. Los crudos usualmente se clasifican como parafínicos, nafténicos o aromáticos determinándose por la proporción predominante de hidrocarburos similares. La alimentación de las refinerías generalmente es una mezcla de dos o más crudos distintos. De igual manera los petróleos crudos se definen por su gravedad API (Instituto Americano del Petróleo). Un crudo ligero tiene gravedades API altas y gravedades específicas bajas.

Los crudos con bajo contenido de carbono, alto contenido de hidrógeno y altas gravedades API son ricos en parafinas y obtenemos rendimientos mayores de gasolina y productos de petróleo ligeros, en tanto que los crudos con altos contenidos de carbonos, bajos contenidos de hidrógeno y gravedades API bajas, son ricos en aromáticos. Se llaman crudos ácidos aquellos que contienen importantes cantidades de sulfuros de hidrógeno u otros compuestos azufrados reactivos, mientras que los que tienen menos azufre son conocidos como dulces; excepto los crudos West Texas que siempre se consideran ácidos sin importar su contenido de  $H_2S$  y los crudos árabes que no se consideran ácidos aunque tienen alto contenido de azufre ya que estos no son altamente reactivos.

En términos de nuestra industria química nacional de refinados, el subsuelo mexicano asegura la disponibilidad de crudo y de gas natural para consumo energético. Es cierto que tenemos la fortuna de contar con vastos recursos petrolíferos, sin embargo se puede observar que desde 1990 una tendencia de disminución de las reservas. Esto es el resultado de dos factores, uno de ellos es el rezago en la inversión en exploración y el incremento en la explotación.

Si se logra recuperar el crecimiento económico del país, con una economía norteamericana creciendo a diferencia del pasado lentamente, para el año 2010 se estima que la producción de petróleo crudo debe prosperar. Las exportaciones de petróleo para los próximos 10 años continuaran representando cerca del 50% del total de la producción.

Para alcanzar estos resultados así como la reactivación de la industria petrolera será necesario que el gobierno realice substanciales esfuerzos financieros, de tal manera que la inversión en PEMEX deberá acrecentarse significativamente, para recuperar el nivel de las reservas, principalmente de crudos ligeros, y engrandecer las capacidades de procesamiento interno de crudo. Esto permitirá aumentar el valor de nuestros hidrocarburos. A continuación en la tabla 2.5 se presentan las fracciones del crudo en donde se menciona el intervalo de ebullición, el número de carbonos aproximados, así como su uso.

FRACCIÓN INICIAL Subfracciones	No. Aproximado de átomos de C	Intervalo de ebullición (°C)	Usos
Gas ligero	C <sub>1</sub> - C <sub>5</sub>	0-20	Combustible
Metano y etano	C <sub>1</sub> - C <sub>2</sub>	gas	Combustible
Olefinas	C <sub>2</sub> - C <sub>4</sub>		Alcohol, hule y plástico
Propano y Butano	C <sub>3</sub> - C <sub>4</sub>		Combustible
Gasolina	C <sub>5</sub> - C <sub>10</sub>	20-200	Combustible para autos, etc
Éter de petróleo	C <sub>5</sub> - C <sub>6</sub>	30-60	Disolvente
Ligroína	C <sub>6</sub> - C <sub>8</sub>	60-100	Disolvente
Naftas	C <sub>8</sub> - C <sub>11</sub>	100-200	Disolventes
Queroseno	C <sub>12</sub> - C <sub>16</sub>	200-300	Combustible, disolvente
Aceite combustible	C <sub>15</sub> - C <sub>18</sub>	280-380	Diesel, combustible para calderas
Aceites Lubricantes	C <sub>16</sub> - C <sub>20</sub>		Lubricante
Petrolato o vaselina	C <sub>18</sub> - C <sub>22</sub>		Lubricante, medicamentos
Parafina sólida	C <sub>20</sub> - C <sub>30</sub>	p.f: 50-60	Velas, lacres, impermeabilizantes
Cera microcristalina	C <sub>30</sub> - C <sub>50</sub>	p.f: 50-60	Plásticos, etc
Asfalto	Muchos		Pinturas, pavimentos, etc
Carbón de Petróleo	Muchos		Metalurgia, electrodos de carbono, etc.

Tabla. 2.5 Fracciones del Crudo

### 2.2.5 Propiedades Físicoquímicas

#### Densidad

La densidad o gravedad específica del petróleo es la propiedad física más comúnmente medida. Es usada para clasificar el crudo en una gran variedad y muchas veces para determinar su precio de venta.

Densidad y gravedad específica son frecuentemente usadas como sinónimas, pero la densidad debe ser definida como masa por unidad de volumen, mientras que gravedad específica es la razón de pesos o masa de volúmenes iguales de la sustancia con respecto a una de referencia, generalmente agua. La densidad y gravedad específica son numéricamente iguales cuando la densidad es medida en gramos por centímetro cúbico y cuando la gravedad específica es expresada en términos del peso de un volumen de agua a 4°C.

La densidad se determina por lo común a la temperatura ambiente con densímetros especiales, corregidos a 60°F y expresados en grados API. Es una escala que se relaciona en proporción inversa a la densidad relativa o peso específico a 60°/60°F como sigue:

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

Donde  $S$ : Es la Gravedad específica

Los valores  $S$  van desde poco menos de cero (aceite residual del petróleo) hasta cerca de 340 (metano). Se puede ver como entre mayor sea la densidad relativa del crudo, menor será su densidad y viceversa, por lo cual los crudos con mayor grados °API serán los más valiosos y por ende con los precios más altos.

## Viscosidad

La resistencia que un fluido ofrece a una deformación continua cuando está sujeto a un esfuerzo cortante, se conoce con el nombre de viscosidad de un fluido. La unidad de viscosidad (viscosidad absoluta) en el sistema internacional es el pascal-segundo. La viscosidad cinemática de un fluido de densidad  $\rho$  y viscosidad  $\mu$  o  $\eta$  es:

$$v = \frac{\mu}{\rho} \text{ o } v = \frac{\eta}{\rho}$$

Una unidad de viscosidad cinemática, denominada store (St), es igual a  $1 \text{ cm}^2/\text{s}$ . La viscosidad en stokes equivale a la viscosidad en poises entre la densidad del flujo en gramos por centímetro cúbico. La viscosidad se incrementa por la presión y disminuye con el incremento de la temperatura. Grandes cantidades de gas disuelto presentes en los líquidos puede producir un gran decremento en la viscosidad.

### **Color y Fluorescencia**

El color de un crudo es de importancia ya que es un indicador de los productos que pueden ser obtenidos y de la refinación requerida. Existen lentes de colores arbitrarios que se utilizan como estándares en diferentes escalas. Algunos crudos muy ligeros son de color ámbar, crudos de mediana densidad son más verdosos o café y los más pesados tienden a ser oscuros o negros. El color natural de los asfaltos y de las resinas es rojo a rojo-café, pero estas sustancias son, por supuesto, opacas excepto en estratos muy delgados. Como resultado, los crudos altamente asfálticos van de café oscuro a negro.

La apariencia de los crudos por el reflejo de la luz se debe no solo al color sino a su fluorescencia. La distinción es que el color ordinario incluye de sólo la misma longitud de onda, mientras que la fluorescencia puede incluir longitudes de onda no contenidas en la luz incidente. La longitud de onda emitida durante la fluorescencia es siempre más larga que aquellas emitidas por la luz excitada. El color verdoso que muchos crudos presentan es debido a la fluorescencia. La fluorescencia es usada en las pruebas de cortes para indicar la saturación del crudo. Muchos crudos tienen fluorescencia en luz ultravioleta, los colores varían desde varios tonos de azul, blanco y amarillo, son diferentes para crudos de diferentes tipos. Esta propiedad ha hecho la fluorescencia muy útil para detectar pequeñas cantidades de crudo y para distinguir entre líquidos con hidrocarburos y agua.

## Índice de Refracción

El índice de refracción de las fracciones de petróleo varía con el tipo de hidrocarburos presentes. En general, las parafinas tienen un índice de refracción menor (para el mismo peso molecular) que los naftenos y tienen uno menor al de los aromáticos. El índice de refracción se incrementa con el punto de ebullición de las fracciones del crudo y con el punto de fusión de los constituyentes sólidos. En fracciones con temperaturas elevadas el valor puede ser ligeramente menor debido a una desintegración durante la destilación. Bajo condiciones especiales el índice de refracción puede ser utilizado para estimar la proporción de diferentes hidrocarburos en una fracción de destilado.

## Solubilidad

Dada la importancia de los gases disueltos en la recuperación de crudo, un número importante de mediciones de la solubilidad del crudo se han hecho en la investigación. El gas disuelto en el crudo tiene también un efecto pronunciado en la viscosidad, tensión superficial, capilaridad y otras propiedades físicas del crudo, ya que estas propiedades físicas gobiernan la migración y la acumulación del petróleo.

El volumen de gas disuelto en un petróleo dado se incrementa a una velocidad menos que proporcional a la presión pero decrece con un incremento en la temperatura. Todos los constituyentes del crudo son mutuamente solubles unos en otros, excepto en los asfaltos, que están presentes en el crudo en solución coloidal. Los óxidos de los metales pesados son fácilmente solubles en algunos petróleos y destilados cuando éstos contienen azufre.

La afirmación de que aceite y agua no se mezclan no es estrictamente verdadera. Una indicación de esto es el hecho de que el agua que ha estado en contacto con el crudo tiene un “sabor” a este. La solubilidad del agua en el crudo se incrementa con la gravedad API del crudo y con la temperatura.



## **Punto de Ebullición y Congelación**

Dado que el petróleo está constituido de un gran número de componentes no se espera que tenga un punto definitivo de ebullición y congelación. Los crudos asfálticos van siendo gradualmente más viscosos conforme la temperatura disminuye, sin una marcada discontinuidad en las propiedades que sugieren puntos de congelación.

En el caso de algunas ceras de base parafínica, la cristalización de las ceras parafínicas de la solución pueden hacer que los crudos se comporten como si tuvieran un punto de congelación. La cristalización de la cera en una cantidad del 1% del crudo puede causar congelación del líquido, ya que las ceras atrapan el líquido como una esponja.

Por el amplio intervalo en los puntos de ebullición de los muchos hidrocarburos de los cuales está compuesto el crudo, los componentes del crudo ebullicen y se destilan en un intervalo de temperaturas menor a 200°F hasta las temperaturas de disociación de los componentes remanentes. Un conocimiento de los porcentajes de los crudos que destilan a diversas temperaturas es importante para clasificar al crudo y evaluar sus propiedades.

## **Temperaturas Críticas y Condensación Retrógrada**

Es claro que las temperaturas y las presiones críticas de las mezclas de hidrocarburo son totalmente diferentes a aquellas de los diferentes hidrocarburos de los que está compuesto. Aún así, si una cantidad considerable de un hidrocarburo constituye el petróleo, nada sugiere que el fenómeno crítico se observe a la presión y temperatura crítica del hidrocarburo si la mezcla es diferente. La presión crítica del petróleo debe ser mucho mayor que las presiones críticas de las sustancias de las que está compuesto. De hecho, en vez de tener un punto crítico definitivo, la mezcla parece tener una zona crítica en donde aproximadamente el fenómeno crítico se observa.

La condensación retrógrada es característica en mezclas de gas natural y de los hidrocarburos del petróleo ligeros a altas presiones y temperaturas menores a la temperatura crítica. Si una mezcla de gas natural y condensado del mismo tipo y volumen relativo es comprimido a cierta temperatura, el volumen del destilado al principio se incrementa, ya que el gas natural se disuelve en este mientras la presión se incrementa. Sin embargo, después de que se ha alcanzado cierta presión el volumen del líquido empieza a decrecer ya que se está disolviendo en el gas, y a cierta presión todo el líquido se disuelve en el gas.

Existe por supuesto una temperatura a la cual el crudo no puede existir en estado líquido. Posiblemente el crudo se disocie a temperaturas menores a su temperatura crítica, y si este es el caso, hidrocarburos ligeros más estables serán encontrados mientras se alcanza la temperatura de disociación.

### **Peso Molecular**

El intervalo de pesos moleculares de los hidrocarburos va de 16 hasta más de 800. En general, mientras más pesadas y complejas sean las moléculas, mayor será la temperatura a la cual se disociarán y descompondrán en dos o más moléculas. Las moléculas más pesadas ebulen a mayor temperatura. Debido a esto es imposible destilar las fracciones más pesadas del petróleo, ya que se desintegran o disocian antes de que alcancen la temperatura suficiente para vaporizarlas.

Si se alcanza una temperatura suficientemente alta, todos los hidrocarburos y también todas las sustancias orgánicas de las cuales se origina el crudo se disociarán, esto es, las moléculas más largas y complejas se convertirán en unas más pequeñas. En general, entre más larga y compleja sea una molécula, mayor será la temperatura a la cual se disocie. Las moléculas complejas se disocian primero en moléculas de hidrocarburos simples, pero si la temperatura es suficientemente alta, éstas también se disociarán, y eventualmente todas serán convertidas en hidrógeno y carbono.

## Intervalo de Destilación

El intervalo de ebullición de un crudo nos indica los productos presentes. Esta propiedad se determina a través de métodos de prueba de laboratorio midiendo la temperatura a la cual los componentes del crudo se evaporan a una presión dada (generalmente presión atmosférica a menos que esté indicada otra base de presión).

Como parte del ensayo del crudo se elabora la curva del “verdadero punto de ebullición” (TBP) graficando o tabulando el porcentaje en volumen del líquido del crudo que se evapora con la temperatura a presión atmosférica. Los numerosos componentes hidrocarbonados que constituyen el crudo generalmente tienen productos de ebullición individuales que van de menos de 60°F hasta más de 1200°F.

Los ensayos de crudo son una complicación de resultados de numerosos análisis de laboratorio del crudo total o fracciones del crudo. Estas pruebas caracterizan un crudo y permiten que las refinerías evalúen la factibilidad de procesar un crudo dado en su refinería. Los ensayos de crudo varían extensamente en grado de detalle, pero presentan tanto las características de interés del crudo total, como de las fracciones del crudo.

### 2.2.6 Productos del crudo

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

Tipo de Producto	Ejemplos
Productos Volátiles (estos son los productos mas ligeros)	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Propano LP (gas licuado)</li> <li>▪ Butano LP</li> <li>▪ Naftas ligeras</li> </ul>
Destilados Ligeros	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Gasolinas</li> <li>▪ Naftas Pesadas</li> <li>▪ Kerosina</li> </ul>
Destilados Intermedios	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Diesel</li> <li>▪ Combustóleo</li> <li>▪ Gas Oil</li> </ul>
Aceites Lubricantes	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Motores</li> <li>▪ Máquinas</li> </ul>
Ceras	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Grado Farmacéutico</li> <li>▪ Grado Alimenticio</li> </ul>
Residuos	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Asfalto</li> <li>▪ Coque</li> </ul>

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.

### 2.2.7 Especificaciones de los Productos

En la separación de materiales químicamente similares, es generalmente cierto que mientras mayor sea la diferencia en puntos de ebullición de las fracciones individuales, más fácil será la separación de estas. La agudeza de la separación depende del espaciamiento o sobreposición de los rangos de ebullición de las fracciones adyacentes. Para una separación dada, un gran número de platos resultará en un requerimiento de reflujo bajo. De la misma manera, una mayor especificación de reflujo requerirá un menor número de platos.

Las propiedades de cada fracción pueden ser variadas según sea requerido por las demandas de venta, pero solo a expensas de las fracciones adyacentes. Generalmente el diseñador de procesos debe estimar el balance de materia con base en las especificaciones de los productos deseados, la base para la mayoría de las especificaciones de los productos para una columna de crudo se derivan del método propuesto por el American Society for Testing Materials (ASTM). Este método reporta las temperaturas a las cuales ciertas proporciones del crudo son vaporizadas.

Un método para definir las especificaciones de los productos es fijando el punto máximo permisible para las fracciones (porcentaje de destilado vs temperatura de ebullición). El producto de destilado más pesado, llamado gasóleo atmosférico, se excluye de esta especificación, ya que se retira de la columna para proveer un fraccionamiento adecuado entre los otros destilados líquidos y el crudo reducido. Si las facilidades de procesamiento de crudo incluyen una columna de vacío, económicamente se favorece la máxima cantidad posible de todos los destilados en la columna atmosférica. De esta manera el tamaño de la columna de vacío puede ser minimizado.

### **2.3 Descripción de la Refinería “Miguel Hidalgo”**

La Refinería “Miguel Hidalgo” fue inaugurada el 18 de marzo de 1976, se encuentra localizada en el municipio de Tula Allende en el Estado de Hidalgo a solo 82 Km, al norte de la Ciudad de México, ocupando un área total de 707.7 hectáreas. Su influencia económica incluye 12 municipios del Estado de Hidalgo y 8 del Estado de México.

Tiene una capacidad nominal de proceso de 315 000 BPD de petróleo crudo tipo Istmo 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, Magna sin, diáfano, diesel sin, combustóleo y azufre.

Su excelente ubicación geográfica la sitúa en una zona estratégica, debido a que se encuentra en un punto intermedio entre los principales productores de aceite crudo y la Ciudad de México, principal consumidor de combustibles del país, lo que permite la distribución eficiente de sus productos.

El proceso de la refinación, para apoyar el desarrollo económico del país, con base en el fortalecimiento del mercado interno, del reforzamiento de la capacidad de competencia es importante para el desarrollo de la infraestructura productiva. Las iniciativas estratégicas plasmadas por PEMEX Refinación para alcanzar sus objetivos son: desempeño y optimización operativos; adecuación de la oferta y calidad de combustibles; integración de la cadena de suministro y distribución; modernización de la función comercial; incremento de la productividad laboral; seguridad industrial, protección ambiental y salud ocupacional; planeación de inversiones; adecuación de la infraestructura administrativa y sistemas de gestión. Para realizar la refinación del petróleo cuenta con seis refinerías con capacidad de procesamiento primario de 1.54 millones de barriles diarios; opera una red de oleoductos y de ductos de 14.2 mil kilómetros (5.3 de oleoductos y 8.9 de la red de productos) que conecta a las refinerías con 77 centros de ventas.

En las seis refinerías se cuenta con una capacidad conjunta de almacenamiento de petróleo crudo y productos terminados de 13.9 millones de barriles. Este organismo subsidiario opera 19 buques de flota mayor, 92 embarcaciones menores y un dique seco; para transporte terrestre de petrolíferos cuenta con 1,255 autotanques y 525 carrotanques propios, además de 2,685 autotanques arrendados, y de las 5,555 estaciones de servicio con Franquicia PEMEX, 55 son propiedad de Petróleos Mexicanos.

Entre sus instalaciones la Refinería de Tula cuenta actualmente con una capacidad de proceso instalada que le permite la refinación de 35,000bpd y el área productiva está integrada por 11 sectores que incluyen: Plantas de Proceso, Plantas Ecológicas, Sistemas de Bombeo y Almacenamiento de productos y un sector de Servicios Auxiliares.

El crudo que se procesa en la Refinería es una mezcla de crudo Istmo (72%) y crudo Maya (28%) proveniente del sur y sureste mexicano incluyendo la Sonda de Campeche. El crudo de suministro es bombeado desde Nuevo Teapa (Veracruz) hasta la Venta de Carpio (Estado de México) de donde es rebombeado a la Refinería. Existiendo una ruta alterna de suministro de crudo que va desde Nuevo Teapa pasando por Poza Rica hasta la Refinería.

Por otra parte, es a través del poliducto Minatitlán-Tula-Guadalajara que la Refinería recibe 50,000 bpd de gas LP para su distribución en la zona de influencia y para su consumo interno.

El petróleo crudo se alimenta a dos Plantas Primarias en donde es fraccionado mediante destilación a presión atmosférica y al alto vacío, en estos procesos se obtienen productos destilados amargos tales como: gasolina, turbosina, kerosina, gasóleo ligero primario, gasóleo pesado primario, gasóleos ligero y pesado de vacío, los residuos primario y de vacío respectivamente.

El residuo de vacío es enviado al complejo HDR donde es sometido a una serie de procesos mediante los cuales se transforma en hidrocarburos más ligeros (diesel, gasolina, gasóleos, gas LP, kerosina entre otros) y en combustóleo con bajo contenido en azufre, disminuyendo así los residuales de la Refinería.

Por otra parte, la gasolina obtenida en el proceso de destilación primaria contiene una cantidad considerable de hidrocarburos ligeros, éstos son separados y recuperados en dos Plantas Estabilizadoras de Gasolina, evitando pérdidas por evaporación de hidrocarburos y contribuyendo a mantener el entorno ecológico. Los productos obtenidos en estas plantas son: gasolina estabilizada, gas licuado y gas combustible.

El siguiente proceso a las gasolinas se hace en las Plantas Hidrodesulfuradoras de Gasolina, éste consiste en la eliminación de contaminantes tales como el azufre, oxígeno, nitrógeno y metales mediante una hidrogenación catalítica.

Adicionalmente se cuenta con las Plantas Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios en donde se procesa turbosina, kerosina, gasóleo ligero primario, aceite cíclico ligero; se obtienen los productos desulfurados, turbosina, diesel y gas amargo.

La gasolina Hidrodesulfuradora se procesa en dos Plantas Reformadoras de Naftas, que tienen una capacidad de 35,000 bpd y 30,000 bpd respectivamente. El objetivo de este proceso es incrementar el número de octano de 54 a 96 en la gasolina la cual por ser el componente de mayor aporte volumétrico es base para la formulación de gasolina PEMEX Magna y PEMEX Premium. En estas Plantas se obtiene también el hidrógeno necesario para los procesos de hidrodesulfuración de gasolina y de destilados intermedios obteniendo, además, gas combustible y gas licuado. Adicionalmente en ambas plantas se han instalado las Unidades de Regeneración Continua de Catalizador (CCR), que permiten corridas de 2 años de operación continua, de reformación de gasolinas.

En lo que se refiere a la mezcla de los gasóleos pesado primario, ligero de vacío y pesado de vacío, (obtenidos en los procesos de destilación atmosférica y al alto vacío) es enviada como carga a las Plantas de Desintegración Catalítica de lecho fluidizado. Los productos que aquí se obtienen son: gasolina catalítica con un octano de 92 RON de un MON 78 (base para PEMEX Magna), propano, propileno (enviado a la planta petroquímica de acrilonitrilo), butano-butileno, gas ácido, aceite cíclico ligero y aceite decantado.

Después, el butano butileno obtenido en las Plantas Catalíticas es enviado como carga a la Planta de Metil Terbutil Éter (MTBE) y los pentanos obtenidos de la gasolina catalítica se envía a la Planta de Terametil Metil Éter (TAME) obteniéndose de estas, productos que al integrarse a las gasolinas funcionan como promotores de combustión contribuyendo a la reducción de las emisiones contaminantes a la atmósfera, generados por combustión incompleta del combustible en los motores.



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

Productos	Porcentajes (%)
Gasolina	39
Diesel	31
GLP	8
Aceite combustible	5
Lubricantes, gases y otros	17

### 2.3.1 Plantas de Proceso

Para la elaboración de los productos, la Refinería cuenta actualmente con las siguientes plantas de proceso, las cuales se muestran en la figura 2.3 a manera de un esquema.

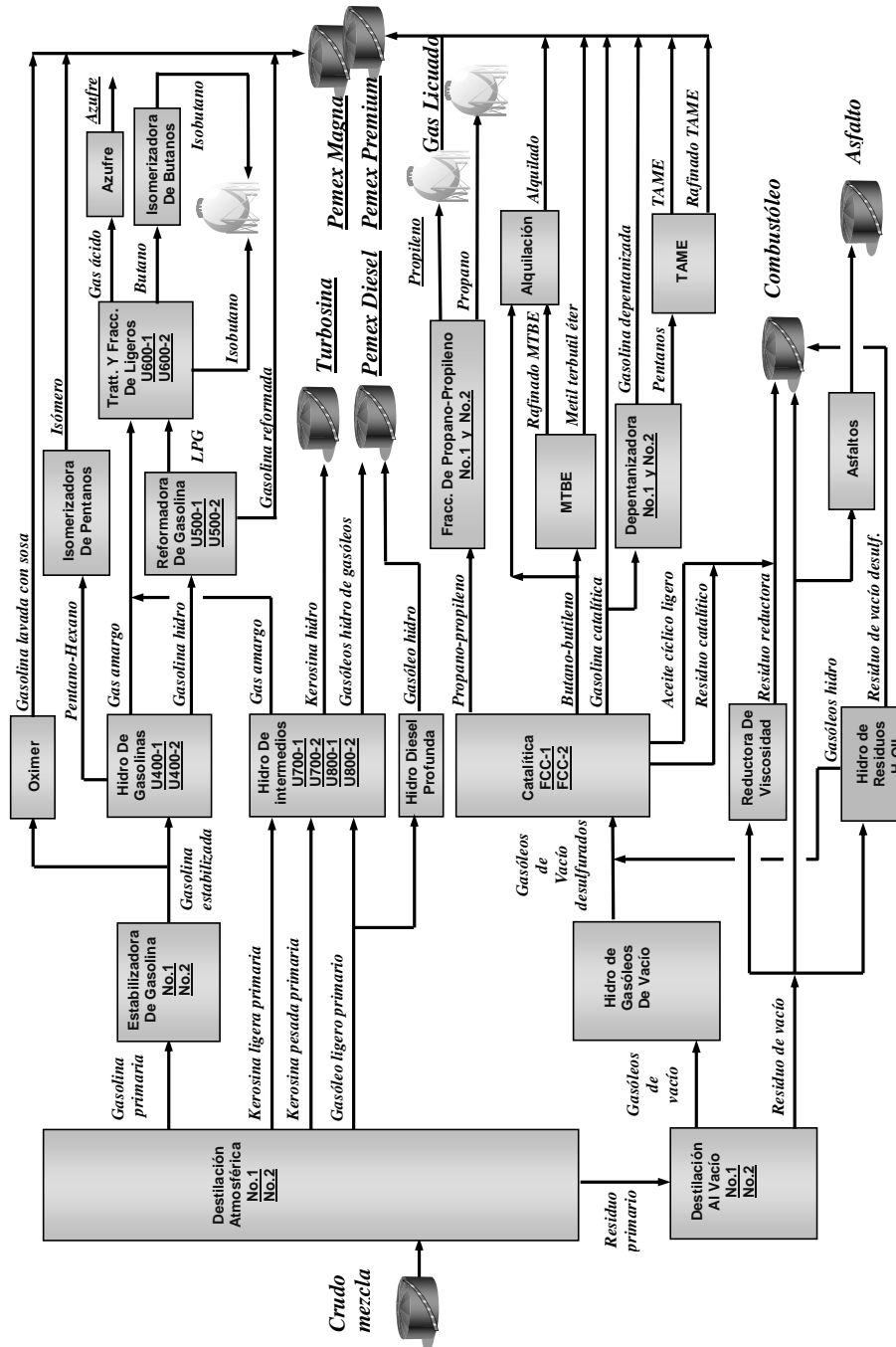
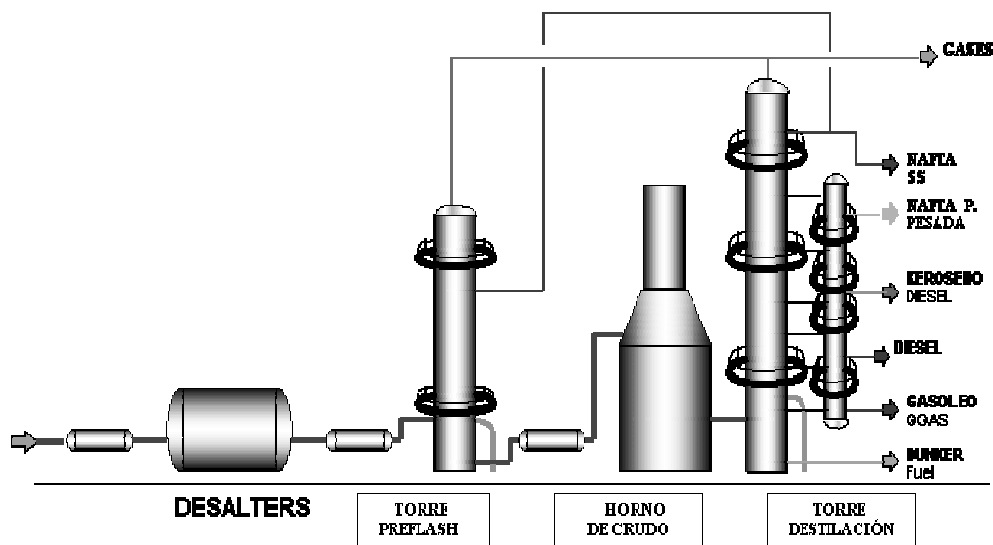


Figura 2.3. Esquema de la Distribución de las Plantas de proceso de la Refinería "Miguel Hidalgo".

# CAPÍTULO 3

## PROCESOS DE DESTILACIÓN DEL CRUDO DE LA PLANTA COMBINADA No.1

Unidad de Destilación Atmosférica  
Esquema del proceso



### **3.1 Procesos de Destilación del Crudo**

El primer paso y el de mayor importancia en la refinación del crudo es la destilación de este. Se utiliza para separar el crudo en fracciones de acuerdo a su punto de ebullición, de manera que cada una de las siguientes unidades de proceso tendrá alimentaciones que cumplan con sus especificaciones en particular. Se obtienen mayores eficiencias y costos más bajos si la separación del crudo se hace en dos pasos: primero, fraccionando el crudo a una presión esencialmente atmosférica, y después alimentando el crudo residual de la destilación atmosférica a un segundo fraccionador denominada torre de vacío. Esta se emplea para separar la porción más pesada del crudo en fracciones, debido a que las altas temperaturas necesarias para vaporizar el crudo residual a presión atmosférica (temperaturas por encima de 660°F ocasionarían cracking térmico, con la resultante pérdida a gas seco, decoloración del producto e incrustaciones en el equipo debido a la formación de coque. Al reducir la presión a la cual se destila, la separación de los hidrocarburos con puntos de ebullición de hasta 1050 °F a presión atmosférica, puede realizarse a temperaturas de destilación lo suficientemente bajas de manera que ocurra un mínimo de cracking.

### **3.2 Descripción General de Procesos de Destilación Atmosférica**

Lo primero que requiere el crudo es un tratamiento de desalado para minimizar el incrustamiento y corrosión causados por deposición de sal en las superficies de transferencia de calor y la formación de ácidos por descomposición de sales de cloruro. Además, algunos metales pueden causar la desactivación del catalizador en las unidades de procesamiento catalítico.

Después del desalado, el crudo se bombea a través de una serie de intercambiadores y su temperatura se eleva hasta aproximadamente 550°F intercambiando calor con corrientes de producto y reflujo de la destilación atmosférica. En la mayoría de los casos, esta corriente de crudo se comprime y se vaporiza para ser despuntada antes de fraccionarse.

En la etapa de despunte las fracciones de menor punto de ebullición (pentanos y menores) que se vaporizaron con el calor suministrado en los intercambiadores de precalentamiento se separan en un tanque flash. Posteriormente, se bombea el crudo despuntado a través de un horno a fuego directo donde se calienta hasta aproximadamente 750°F y de ahí se carga a la zona flash de la fraccionadora atmosférica. Generalmente de esta torre se obtiene: nafta ligera por el domo, nafta pesada, kerosina, gasóleo ligero, gasóleo pesado y el residuo atmosférico por el fondo.

### **3.2.1 Precalentamiento**

La corriente de crudo se divide en dos trenes de precalentamiento idénticos con dos bombas de carga. El precalentamiento del crudo se lleva a cabo aprovechando el calor de los diversos efluentes en la torre atmosférica, así como los reflujos externos de la misma. El funcionamiento de éstos intercambiadores es también importante ya que ayudan a la conservación de la energía y combustible, aseguran perfiles de temperatura apropiados en las unidades de destilación y alcanzan especificaciones de almacenamiento para las corrientes de los productos, etc.

### **3.2.2 Desalado**

Su principal objetivo consiste en remover las sales como cloruros de sodio, calcio y magnesio, sulfatos y carbonatos, minimizando su contenido.

Todo tipo de crudo dispone de propiedades específicas que dependen de los yacimientos donde sean obtenidos. La mezcla de varios crudos en proporciones diferentes trae consigo fluctuaciones en el contenido de impurezas que afectan el funcionamiento operacional.

Sólidos: Corresponden a partículas que no son solubles en el agua o en aceite, pero que son factibles a humedectar en la fase acuosa pudiendo removerlos en proceso de lavado de petróleo.

Sedimento y sólidos suspendidos: Causan inestabilidad de operación en las interfaces de las desaladoras, espúmeo en la torre atmosférica y corrosión en los equipos y tuberías. Los sedimentos se eliminan en un 90% y los sólidos entre el 10 y 40% en las desaladoras.

Cloruros y sulfatos de magnesio, calcio y sodio: Son los contaminantes más importantes del crudo, ya que se hidrolizan con la temperatura formando ácido clorhídrico y ácido sulfhídrico originando altos índices de corrosión. Lo anterior obliga a un consumo excesivo de reactivos si no se garantiza una remoción eficiente de estas impurezas.

El desalado es un proceso de tipo electrostático en dos etapas, mismo que consiste en establecer un campo eléctrico a través de la emulsión con el fin de desestabilizar la película de interfase, consiguiéndose también provocar coalescencia de las gotas de agua al generar un dipolo inducido en las mismas, aprovechando el dipolo natural de la molécula de agua; dependiendo del contenido de sales en el crudo, se puede realizar en dos formas: desalado utilizando el flujo de agua en serie con 8% en volumen de agua de dilución con respecto al crudo o desalado con alimentación de agua en paralelo a cada etapa del desalado con 10% de agua (5% en cada etapa).

En la operación en serie, que corresponde a la operación normal, el crudo caliente con agua proveniente de la segunda etapa de desalado y se alimenta a las desaladoras de cada tren, donde se realiza aproximadamente el 95% de la remoción de sus sales; el crudo efluente se mezcla con agua fresca y pasa a las desaladoras para complementar el desalado. En la operación en paralelo el crudo se pone en contacto con agua fresca, alimentada en ambas etapas de desalado.

La presión de operación para la primera etapa es mayor a la presión de operación de la segunda etapa, por lo que se hace necesario disponer de las bombas de agua de desalado tanto para la operación en serie como para la operación en paralelo. Estos últimos equipos usan las corrientes de agua salada, extraídas a control de nivel de las desaladoras, como medio de calentamiento. Finalmente estas últimas corrientes se enfrían en los enfriadores de agua salada para enviarse a límites de batería.

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 y 35000 volts.

Las sales que contienen el crudo se reducen normalmente al 10% o menos en un solo 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 230°F y 275°F, esta temperatura determina su localización a lo largo del tren de precalentamiento.

### **3.2.3 Despunte**

La operación de las torres de despunte es similar a la que se tiene en un tanque separador gas-liquido, contando con una sección de platos para poder realizar el corte deseado. El efluente de las desaladoras (crudo desalado), recibe una inyección de sosa como agente neutralizante y se alimenta a los intercambiadores con el objeto de alcanzar las condiciones de despunte, aprovechando para ello el calor cedido por las corrientes de residuo atmosférico antes de enviarse a límites de batería.

La alimentación del crudo, a las torres despuntadoras se hace a control de nivel de las mismas por debajo del último plato. La reducción de presión de las corrientes de crudo en las válvulas de los controladores de nivel, ocasiona una vaporización parcial. En estas torres, constituidas por 6 platos tipo válvula, se separa la fracción vaporizada y se rectifica usando como reflujo una corriente de nafta atmosférica que se admite a control de flujo en cascada con el control de temperatura de los gases efluentes del domo.

Debido a la presencia de agentes corrosivos ( $H_2S$  y  $HCl$  en presencia de agua), se inyectan inhibidores de corrosión, filmico neutralizante, así como amoníaco en estado gaseoso a la línea de domos de las torres despuntadoras. Además, con el propósito de disolver los depósitos de sales en los condensadores de las despuntadoras se inyecta agua de proceso intermitentemente a la entrada de estos.

Los vapores provenientes de las despuntadoras son parcialmente condensados. La mezcla efluente de cada uno de estos se envía al respectivo tanque acumulador de la torre acumuladora para la separación de las fases líquida y vapor. El destilado de vapor de las torres despuntadoras contiene una pequeña fracción de componentes recuperables, por lo que pasa al tanque de succión del compresor, donde las partículas líquidas arrastradas se separan y se envían al desfogue, dejando de esta forma exclusivamente el vapor que se comprime con el compresor de incondensables y condensa en el compresor, para posteriormente separar las fases resultantes.

La fase líquida se bombea para unirse a la corriente de nafta despuntada, enviándose la mezcla a fraccionamiento. El gas efluente de este último tanque se envía a control a presión al cabezal de gas combustible. El agua separada en los acumuladores de las torres despuntadoras fluye hacia el tanque colector de agua amarga.



El crudo despuntado que se obtiene por el fondo se envía por medio de las bombas de crudo despuntado a los calentadores de crudo, donde se calienta hasta obtener la vaporización requerida para ser alimentado a la torre atmosférica. Los calentadores a fuego directo son usados en la refinería para agregar la energía requerida por una corriente de crudo que se necesita vaporizar o para elevar su temperatura para así alcanzar los requerimientos de una reacción química.

El calentador de fuego directo implica un costo significativo ya que usa aceite combustible o gas combustible en su operación. La operación propia y más efectiva de este equipo es importante, de manera que se minimicen los costos de operación. La línea de crudo conecta la salida del calentador a fuego directo a la torre de destilación. Esta línea entra a la columna en la zona flash y fluye libremente del calentador a la columna.

La sección de convención de los calentadores se aprovecha para sobrecalentar vapor de baja presión, que se envía a control de flujo como vapor de agotamiento a la torre atmosférica y eventualmente a las torres agotadoras.

### **3.2.4 Alimentación a la Torre Atmosférica**

La temperatura de alimentación a la torre debe ser lo suficientemente alta para causar vaporización de todos los productos que se extraen por encima de la zona de flash, más aproximadamente un 20% del producto del fondo. Este 20% de “sobreflash” permite que ocurra algo de fraccionamiento en los platos que están justo por encima de la zona flash dando un reflujo interno en exceso de las extracciones de corrientes laterales. Para llegar a la temperatura mencionada se requiere de una gran carga térmica, por lo que el crudo desalado se precalienta en una red de intercambio de calor, aprovechando las altas temperaturas de las corrientes de los productos de la torre, para después incrementar su temperatura hasta el punto de alimentación a la torre atmosférica en un horno de calentamiento a fuego directo.

Usualmente no es posible utilizar un reboiler en una Torre Atmosférica. El total del calor requerido por el proceso debe entonces estar contenido en la corriente de alimentación al dejar el horno de precalentamiento aunque también se obtiene calor del vapor de los agotadores.

### 3.2.5 Destilación Atmosférica

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 necesarios 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.

Las presiones de operación se estiman asumiendo una presión de 0.5 a 1.0 psig en el acumulador final, es decir, el tanque separador que sigue al condensador que acompaña a la Torre Atmosférica. Para cada caída de presión a través de condensadores, se utiliza 2.5 psig por coraza lo cual también incluirá la tubería. Se utilizan 5 psig a lo largo de la Torre y 0.5 psig de caída de presión entre la salida del horno y la entrada a la zona flash de la Torre. 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 recirculaciones líquidas para la extracción de calor, que permiten reducir el perfil del 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 del vapor que salen por los domos de la torre, una porción de esta contiene propanos, butanos y compuestos de más alto punto de ebullición es regresada a la torre principal, el resto retorna 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 rehervidores 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 las 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 debajo de 392°F y densidad API de 40° o más ligeras), kerosenos (con temperatura de ebullición entre los 392-527°F 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 680°F.

Aunque las torres atmosféricas normalmente no incluyen reboilers, se incorporan generalmente varios platos por debajo de la zona flash y se introduce vapor por debajo del último plato para agotar cualquier gasóleo remanente del líquido en la zona flash y para producir un fondo con un alto punto de flash. El vapor reduce la presión parcial de los hidrocarburos y por consiguiente disminuye la temperatura de vaporización requerida.

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 tratamiento con hidrógeno formado  $H_2S$ , que en forma gaseosa se separa del hidrocarburo. Estos procesos se designan con el nombre de desulfuración.

Las naftas por ejemplo, para convertirlas 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. Existen varios tipos de columnas de destilación atmosférica como se mencionan a continuación las siguientes:

- Tipo U (Figura 3.1): Es un tipo de columna que sólo remueve el calor en el domo y el nivel de temperatura es tan bajo que la recuperación del calor no se lleva a cabo. El tráfico de vapor y el líquido aumenta demasiado desde el fondo hasta el domo, lo cual aumenta el diámetro de la torre notablemente.

- Tipo A (Figura 3.2): 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 del 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 de equilibrio la bomba de calor no se empieza la zona de equilibrio.
  
- Tipo R (Figura 3.3): 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 la temperatura de los platos debajo de ésta.
  2. Un incremento en el overflash disminuirá la temperatura de la segunda salida y todas las que se encuentren arriba de ésta.
  3. Un incremento en el flujo de 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 encuentren 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.

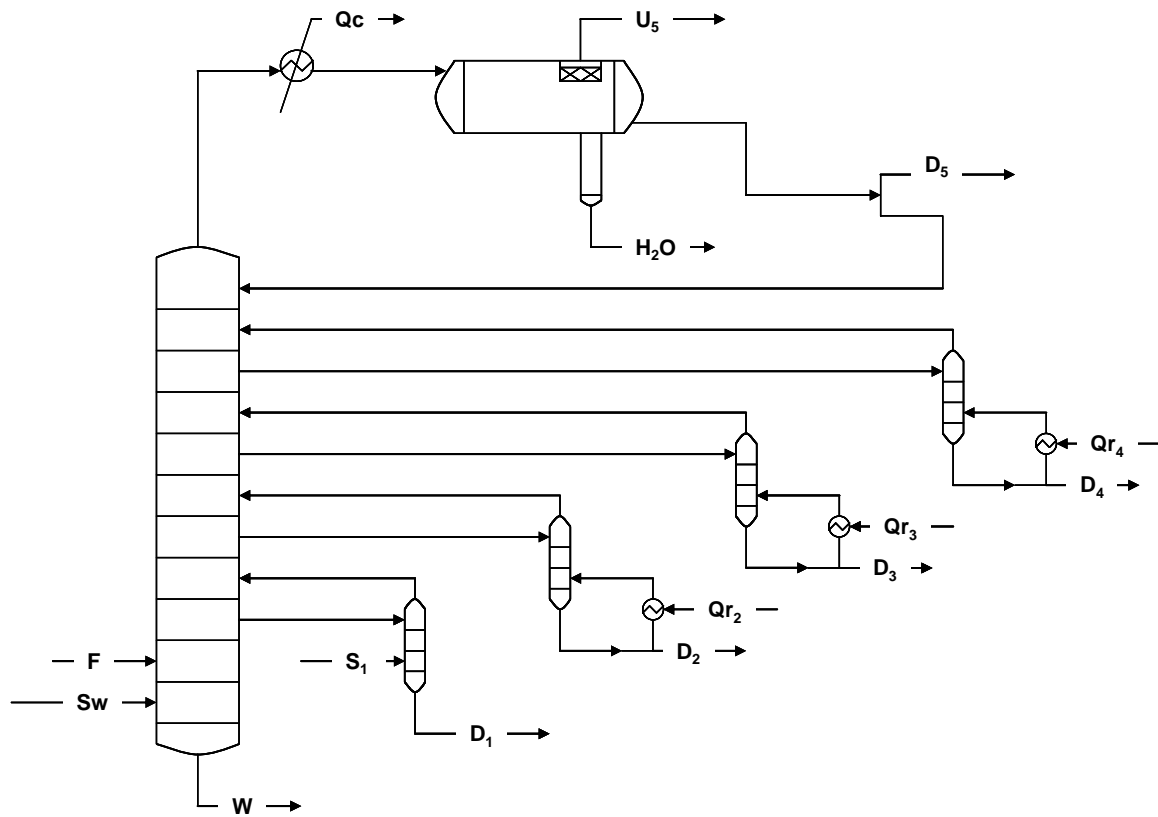


Figura 3.1 Columna Tipo U

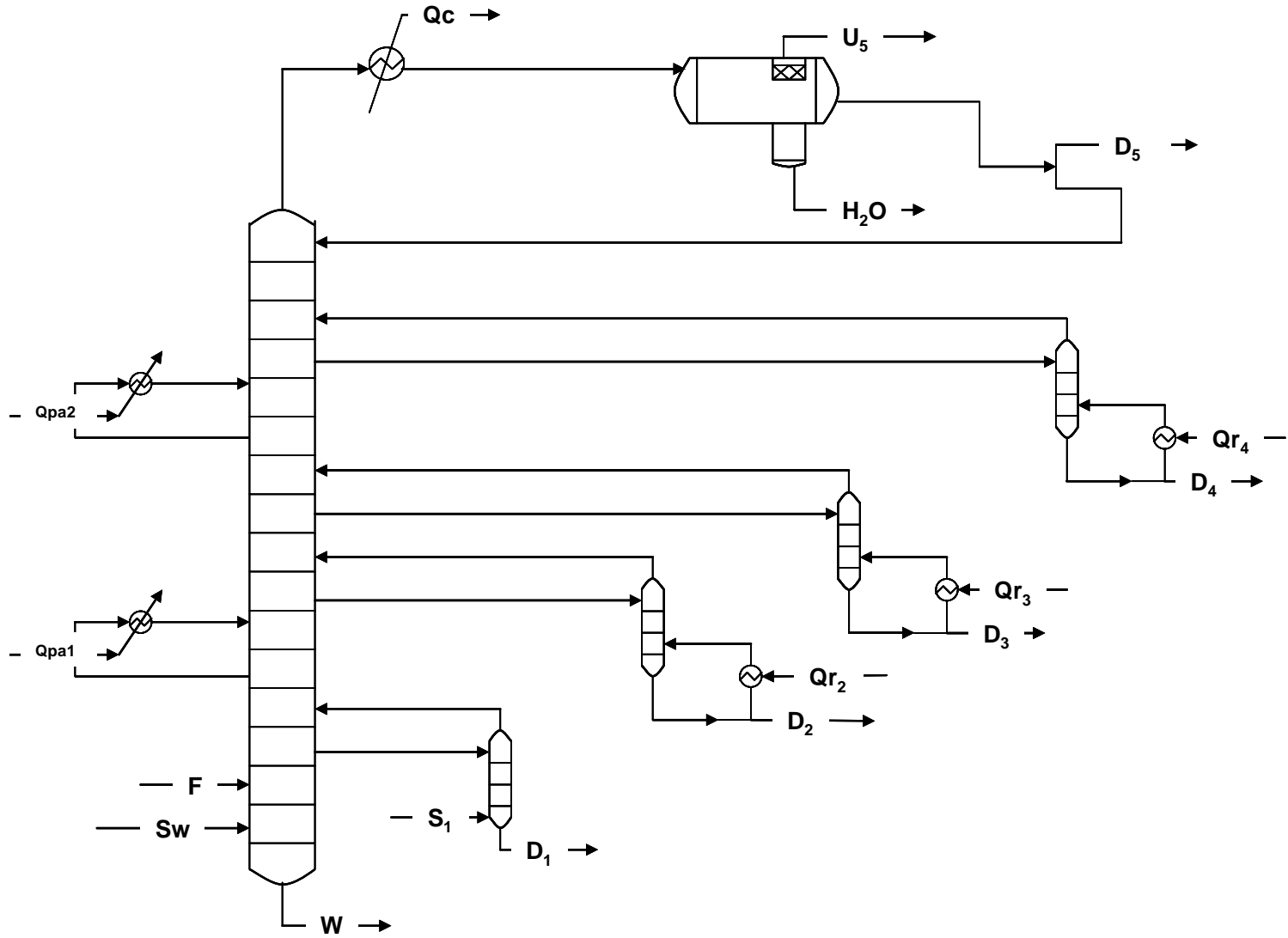


Figura 3.2 Columna Tipo A

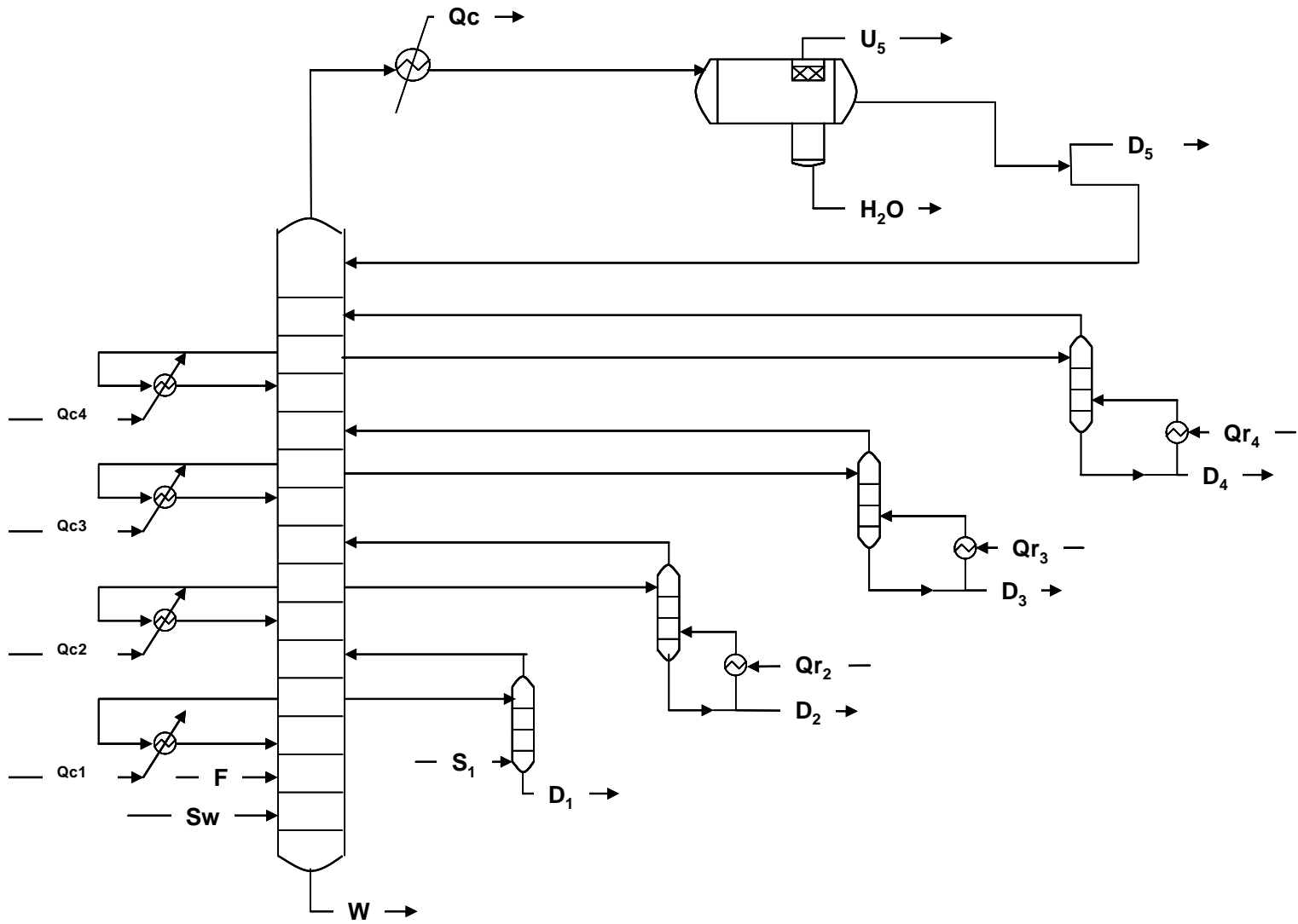


Figura 3.3 Columna Tipo R



A continuación se presenta una versión simplificada de una columna de crudo en la Figura 3.4 donde se muestran el número de platos que han sido observados en instalaciones existentes, adjuntan algunas recomendaciones del número de platos a utilizar cuando se hacen cálculos preliminares.

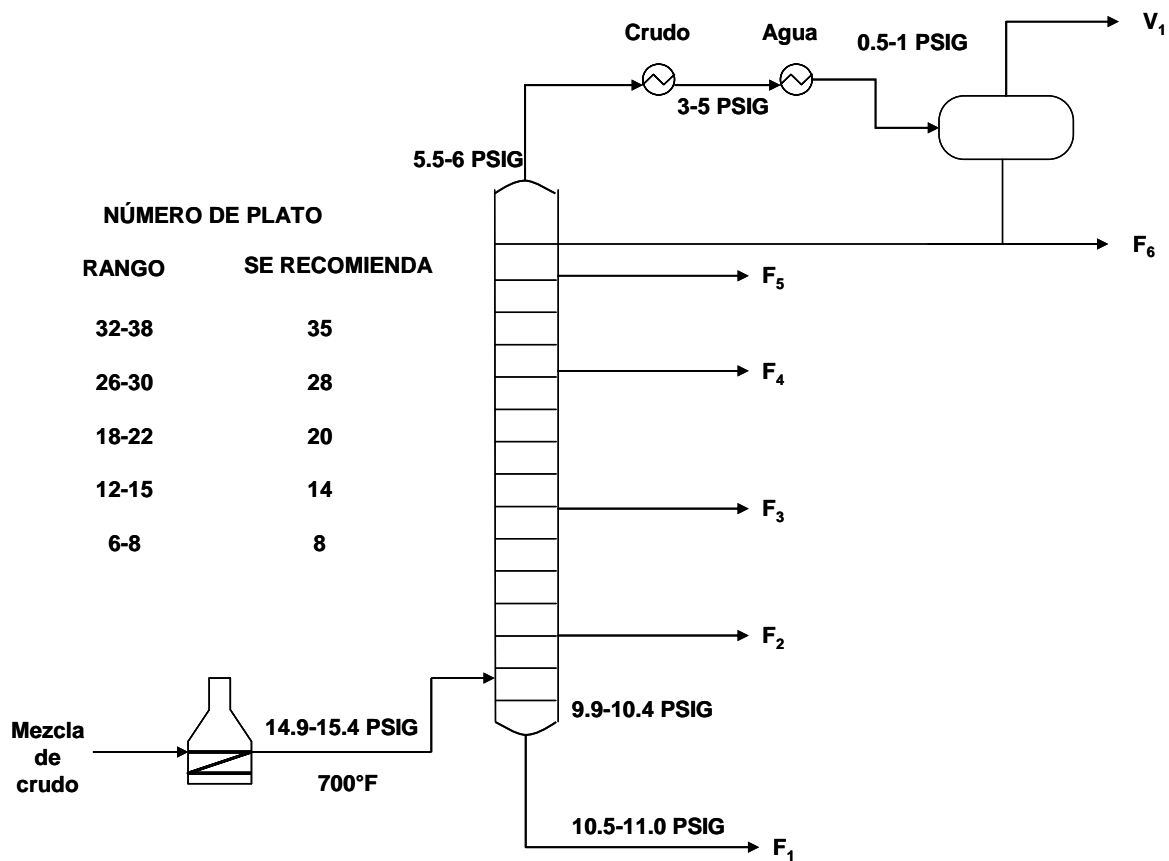


Figura 3.4 Destilación Atmosférica

### 3.2.6 Alimentación a la Torre de Vacío

También se mejora la vaporización adicionando vapor de agua a la entrada del horno precalentador. De esta manera se incrementa la velocidad del tubo en el horno y se minimiza la formación de coque en el horno, y también se disminuye la presión parcial total de los hidrocarburos en la torre de vacío. La cantidad de vapor de agua utilizada es una función del rango de ebullición de la alimentación y de la fracción vaporizada, pero generalmente va de 10 a 50 lb/bbl de alimentación.

Las temperaturas de salida del horno también son función del rango de ebullición de la alimentación y de la fracción vaporizada así como de las características del coque de alimentación. Estas temperaturas van de 730 a 850 °F.

### 3.2.7 Destilación al Vacío

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

- a) 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 permanecen constantes la pureza aumenta.
- b) 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.

- c) Las separaciones difíciles de componentes con bajas presiones de vapor o componentes que se degradan a temperaturas cercanas a su temperatura de ebullición.
- d) Temperaturas menores en la torre también permiten el uso de fuentes de energía menores: vapor de baja.

La destilación a vacío se lleva a cabo con presiones en la zona flash entre 25-40 mmHg absolutos. Para mejorar la vaporización, la presión efectiva debe ser más baja (menor a 10 mmHg) por la adición de vapor 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 temperatura se encuentra entre 730-850°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 minimice la caída de presión entre el vacío inducido y la zona flash. Unos cuantos milímetros de caída de presión ahorra mucho dinero.

Las 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 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. Este tipo de torres no usa vapor para agotamiento.

Como ya se estableció anteriormente se desea tener 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 de caída de presión.

Con los nuevos empaques y alta eficiencia en los eyectores se puede eliminar el uso de vapor. Actualmente las torres 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 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 un 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:

- a) Es muy costoso debido a que se requieren muchas moles de vapor por mol de alimentación vaporizada.
- b) Su presencia promueve corrosión en la torre.
- c) 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. En una columna empacada 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.

El número y tamaño de los eyectores 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 de destilación al vacío 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 crudo por supuesto puede descomponerse si el punto de corte es muy alto o la temperatura de flash es demasiado alta.

Como ya se mencionó con anterioridad algunos de los productos van a otras unidades por ejemplo: los gasóleos 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 hidrotradoras es importante que se encuentren lo más limpias posibles de carbón y asfáltenos, si no lo están el catalizador se envenenarán y la regeneración tendrá que ser más frecuente. Las torres de vacío se diseñan bajo varios criterios: maximizar la producción de gasóleo, la asfalteno (pinch). Las torres de vacío que se diseñan bajo 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 GAL/min\* $ft^2$ .

Consideraciones económicas en el diseño de Torres de Vacío:

- a) Una baja presión parcial de los hidrocarburos en la zona flash, aumentan la vaporización y así la producción de destilado.
- b) 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 a la alimentación cuando todavía se encuentra en el horno, antes del punto donde comienza a vaporizar, la otra parte se inyecta a la sección flash.
- c) El aumento de presión en el sistema aumenta la cantidad de vapor y también el área transversal de la torre.
- d) 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. A continuación se muestra 2 tipos de torres en las figuras 3.5 y 3.6.

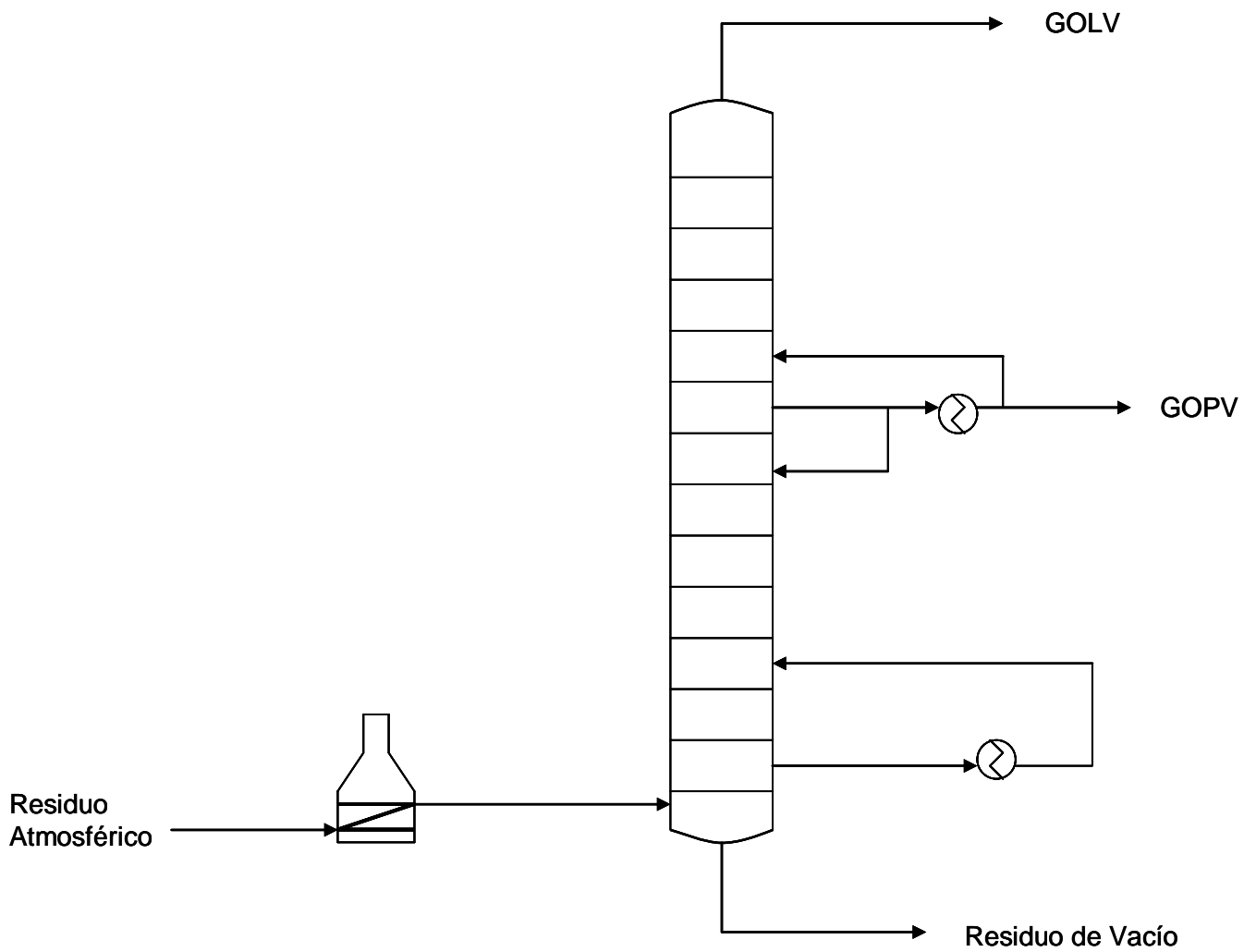


Figura 3.5 Torre de Destilación al Vacío Seca



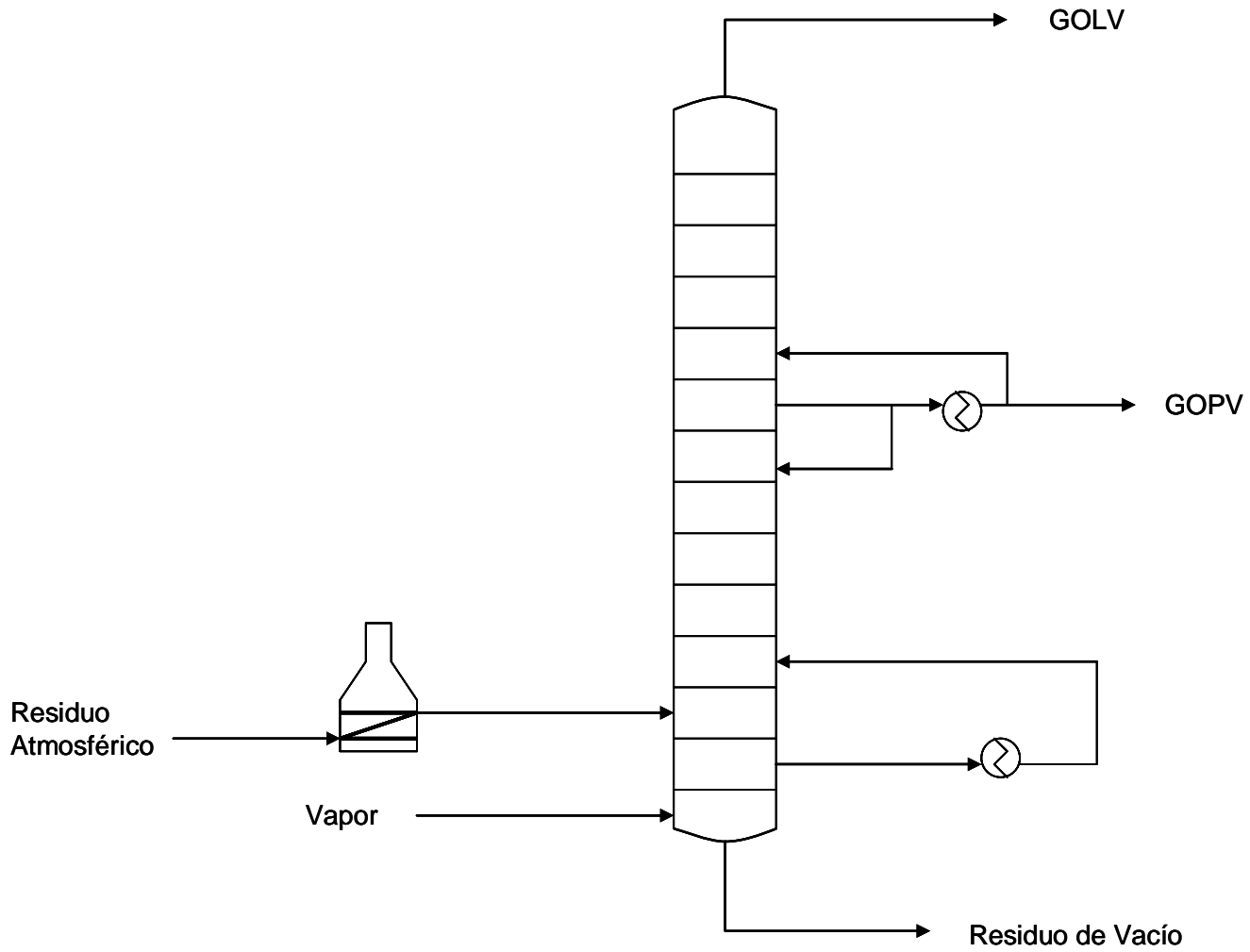


Figura 3.6 Torre de Destilación al Vacío Húmeda

A continuación se presenta un esquema de una Torre de Destilación al Vacío en la  
Figura 3.7:

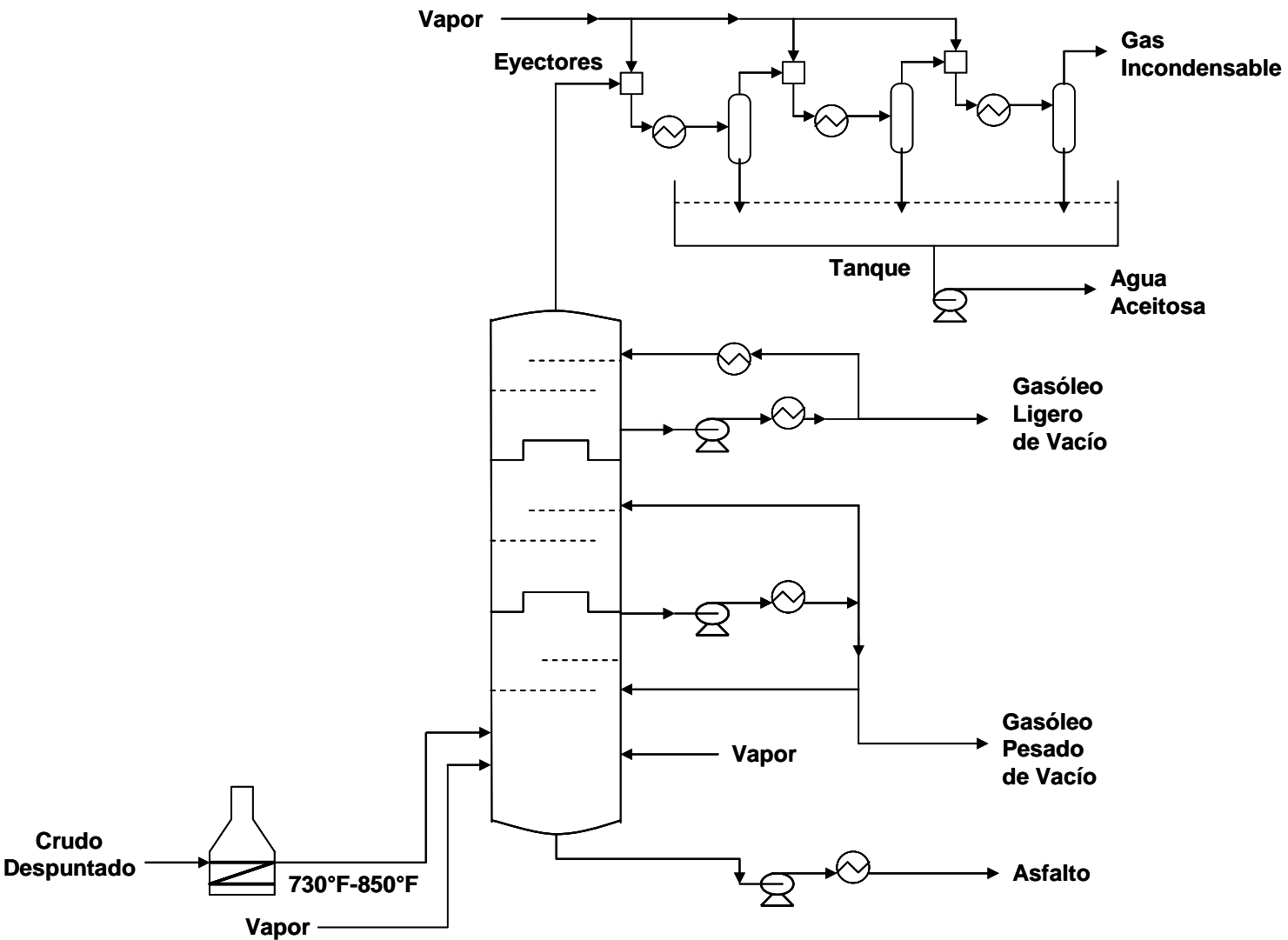


Figura 3.7 Destilación al Vacío

### **3.3 Descripción de la Planta Combinada No.1 de Destilación**

La planta de Destilación Combinada I tiene la capacidad de procesamiento de 150,000 BPD de aceite crudo tipo Istmo y Maya. 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: mezclas de nafta (nafta de despunte y nafta ligera), 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 como por ejemplo: la mezcla de naftas es enviada a una Planta Hidrodesulfuradora. Las corrientes de nafta pesada, kerosina y gasóleo ligero se envían a una Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios. La corriente de gasóleo pesado se envía a una Planta de Desintegración Catalítica. El residuo primario es el que se manda a la Sección de Destilación al Vacío

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, gases incondensables, condensado aceitoso 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 condensado aceitoso se enviará a tratamiento de aguas amargas a la Unidad de Destilación Atmosférica y los gases incondensables del mismo sistema de vacío se quemarán en la chimenea de cualquiera de los calentadores a fuego directo de la planta.

El aceite crudo de alimentación es bombeada por la bomba GA-101 a través de dos trenes de intercambio de calor en paralelo formados por ocho intercambiadores de calor cada uno, el primero del EA-101A al EA-108A y el segundo del EA-102B al EA-108B e incluyendo el EA107C para elevar su temperatura desde 68°F hasta 460°F.

El objetivo de dichos trenes es el de elevar la temperatura de la corriente de crudo anteriormente mencionada y ser despuntada a esta temperatura. El precalentamiento del aceite crudo se lleva a cabo aprovechando la energía de los diversos efluentes de las columnas de destilación atmosférica (DA-102), de destilación al vacío (DA-201) así como de los reflujos externos de las mismas.

Con el objeto de que el aceite crudo entre parcialmente vaporizado a las torres de despunte DA-101A/B, previamente se le reduce la presión hasta las condiciones de operación de dichas columnas, esta torres constan de 6 platos y en la parte superior se alimenta un reflujo con una temperatura alrededor de 100°F proveniente del acumulador de nafta ligera FA-102, con el objeto de recuperar la nafta y fracciones más pesadas que van en el vapor de la alimentación de la Torre de Despunte. Por el domo de la Torre DA-101A/B, se desprende la nafta de despunte y por el fondo sale el crudo despuntado por la corriente 13AL y 13BL respectivamente.

La corriente 13AL y 13BL pasa por la bomba GA-103A y GA103B para después ser alimentada al horno BA-101A/B que entra a la torre de destilación atmosférica en el horno se lleva a cabo la vaporización de las diversas fracciones (nafta ligera, kerosina, gasóleo ligero primario, gasóleo pesado primario) más pequeño exceso de vaporización de residuo, que tiene la función de mantener un cierto reflujo en la parte inferior de la Torre DA-102.

El crudo precalentado sale del horno y es alimentado a la Torre Fraccionadora DA-102 en el plato 31 (en el fondo). A esta torre, se alimenta también vapor de agua de 40 psig y 600°F ( $2.8 \text{ kg/cm}^2$  y 316°C) en el plato 33 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. 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 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 de Desintegración Catalítica. Cabe mencionar que normalmente la eficiencia de los platos de esta torre oscila entre 50-55%.

El residuo primario es enviado a un calentador a fuego directo donde se lleva a cabo una vaporización parcial de la corriente.

La mezcla liquido-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 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 de 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, complementar 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 a almacenamiento para posteriormente aumentarse a la Planta de Desintegración Catalítica.

Del plato No.2 se obtiene el gasóleo pesado de vacío, el cual, 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.

# CAPÍTULO 4

## ESQUEMA DE SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA No.1 DE LA REFINERÍA “MIGUEL HIDALGO”



#### **4.1 Pasos para generar el esquema de Simulación de la Planta Combinada No.1**

La simulación del comportamiento de la estructura actual de las columnas atmosférica y de vacío de la planta combinada I de la Refinería de Tula, al cambio en la alimentación del tipo de crudo se llevará a cabo con el simulador de procesos, Hysys de la compañía ASPEN TECH.

Esta simulación se efectuará de manera integral, todos y cada uno de los equipos se encontraran 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 Hysys son los siguientes:

- Seleccionar el sistema de unidades, para esta simulación se utilizó un sistema de unidades hecho por el usuario llamado Field1.
- Definir los MODELOS para calcular las propiedades termodinámicas. Para la simulación se utilizará la ecuación de estado Peng-Robinson, para calcular el equilibrio líquido vapor.
- Especificar los componentes químicos presentes, para la simulación se agregaron los siguientes: Metano, Etano, Propano, i-Butano, n-Butano, i-Pentano, n-Pentano, H<sub>2</sub>O, H<sub>2</sub>S.
- Caracterización de crudos. Debido a que en la simulación se realizará con una mezcla de crudos (Apéndice 1).
- Especificar los módulos de cálculo que representarán las operaciones de proceso. En donde se presentará una tabla donde se especifique cada uno de 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	Pre-Flash
Column Refluxed Absorber	Columna Atmosférica y de Vacío
Side Strippers	Agotador
Tee	Divisor
Mixer	Mezclador
Pump	Bomba
Separador	Tanque separador
3 Phase Separador	Tanque Desalador
Valve	Válvula

Tabla 4.1 Módulos utilizados en el simulador.

- Especificar el funcionamiento de cada módulo de cálculo para representar la Operación de Proceso.
- Especificar condiciones de diseño u operación (Apéndice 2).
- Proporcionar los estimados iniciales, para las corrientes seleccionadas.
- Seleccionar para cada unidad, el mejor conjunto de corrientes de corte.
- Definir los ciclos de convergencia operarán en forma simultánea o anidada.
- Una vez que se tenga la planta simulada y sea comprobada la validez de la simulación con los datos de operación que se tenían (errores presentes no mayores al 10%) se procede a simular la planta tomando en cuenta otros datos.
- Para la convergencia de la simulación se tiene que utilizar algún método como por ejemplo el Método de Aceleración de Wegstein o algún otro.

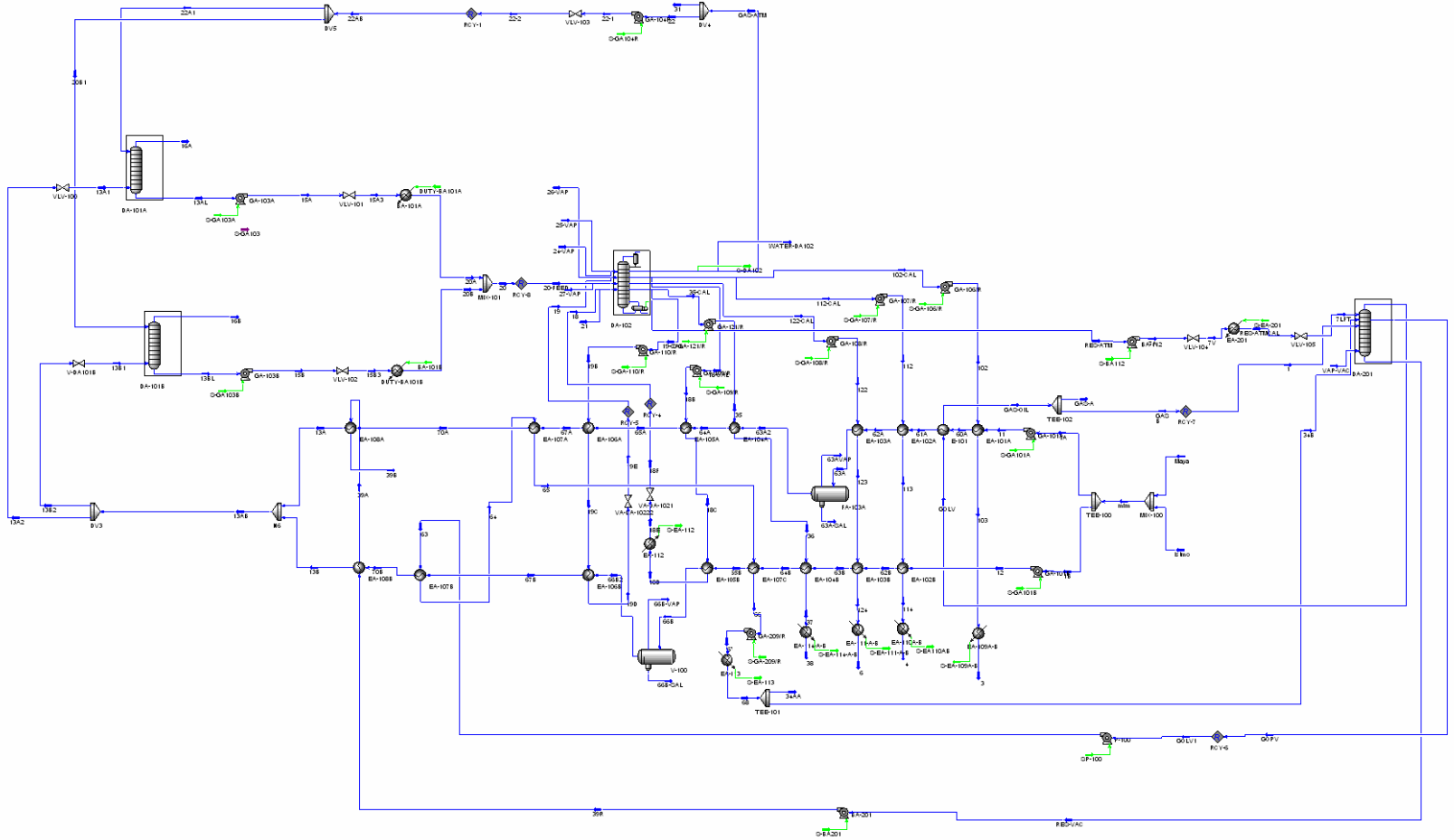
Cabe mencionar algunos aspectos importantes que se obtienen al generar el esquema de simulación. Se genera dos esquemas de simulación de la planta: uno en el cual la corriente de corte se encuentra en la alimentación a la columna DA-102(Figura 4.1) y otro en el cual las corrientes de corte se encuentran en la gasolina que se alimentan a las columnas despuntadotas. La opción que se elige es esta última ya que reduce el tiempo de convergencia de la máquina (Figura 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 sea la carga del intercambiador EA-101A para evitar problemas de cruce de temperaturas a lo largo del tren de precalentamiento, posteriormente se decide que este ciclo sea simultáneo cambiando la dicha especificación por la temperatura de retorno de a 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 de la columna DA-102 debido a que el simulador cuenta con módulos que integran dichos equipos a la columna principal por lo cual es innecesario especificar corrientes de corte para estas unidades (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. En el presente trabajo contiene las dos secciones de la Planta Combinada No. 1 integradas en una sola simulación.



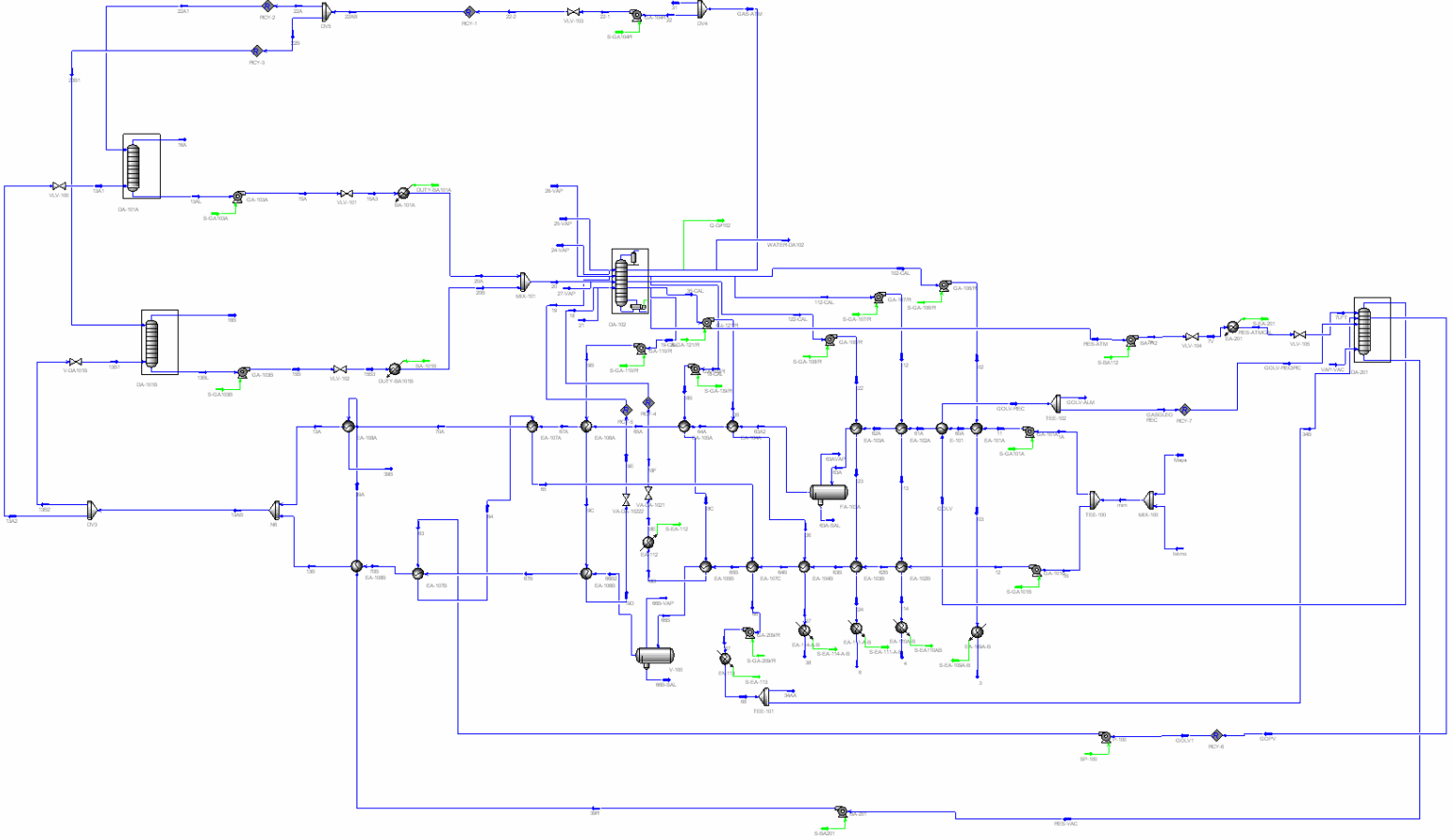


Figura 4.2 Diagrama de Simulación Final de la Planta Combinada No.1 de la Refinería "Miguel Hidalgo".

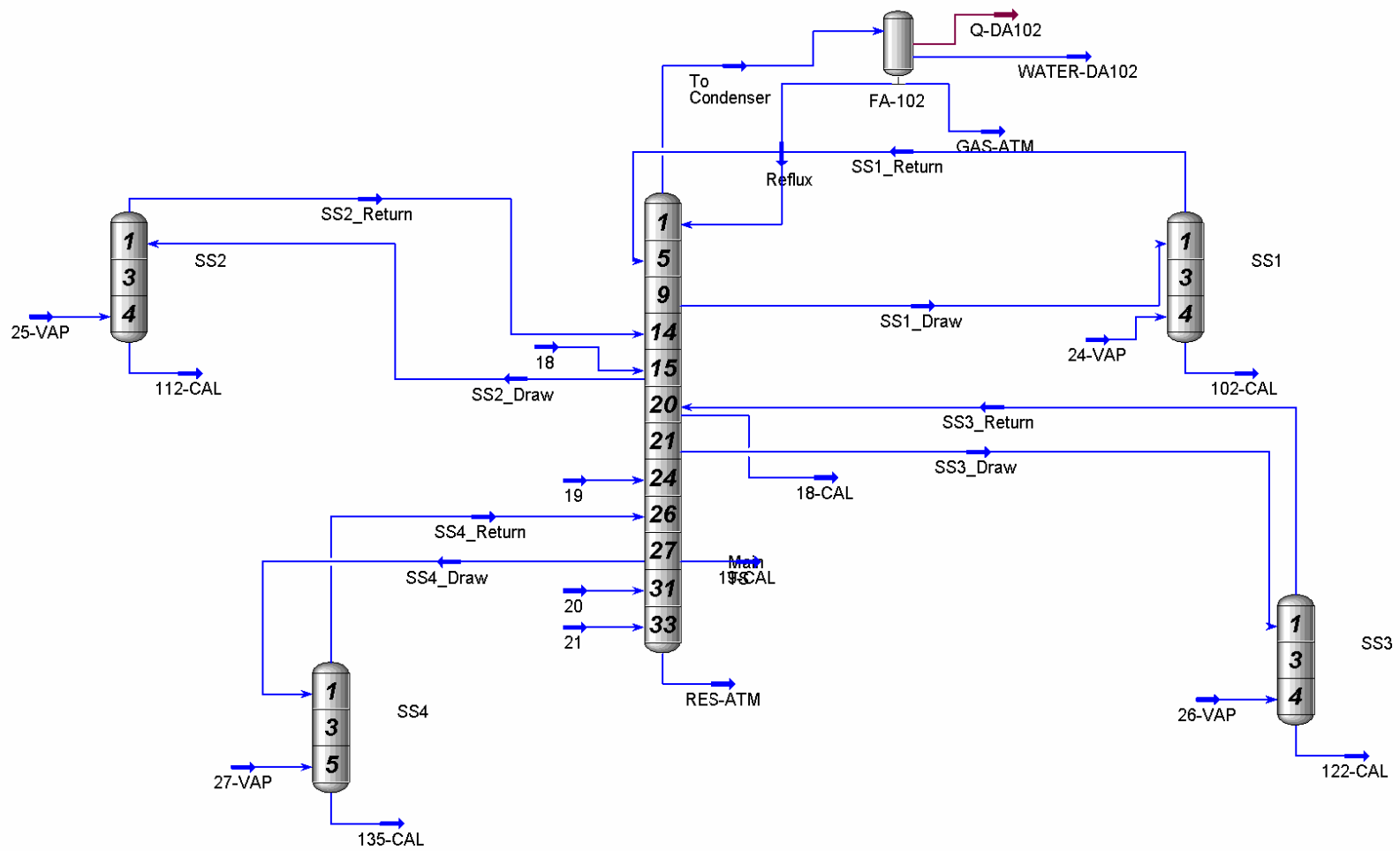
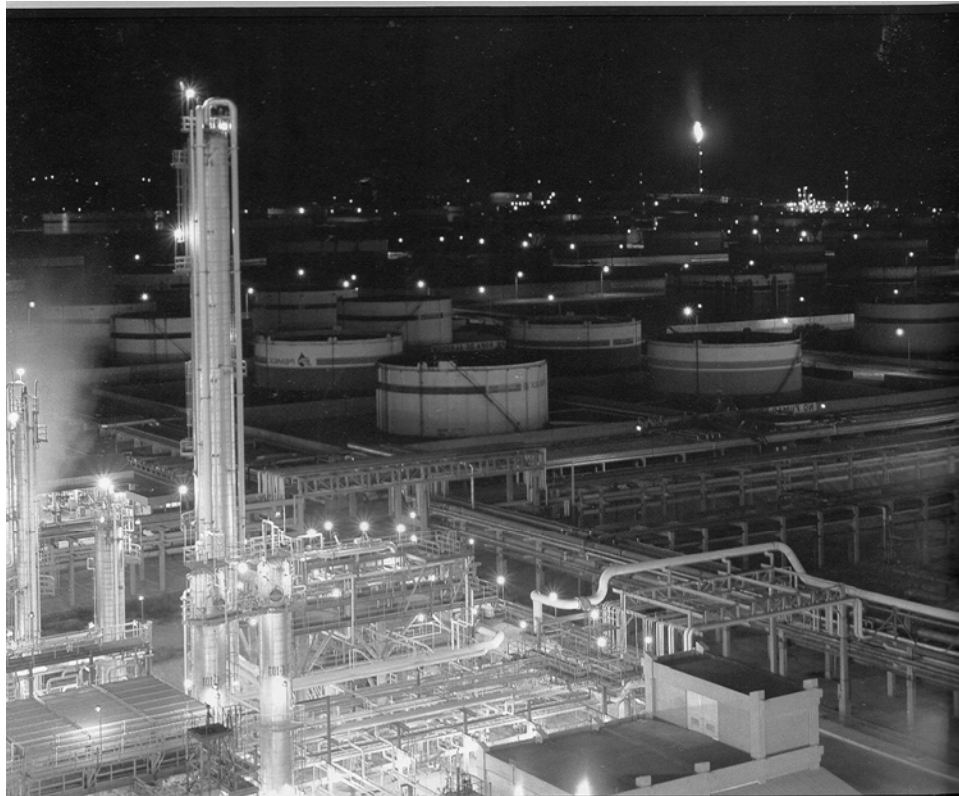


Figura 4.3 Diagrama de la Columna Atmosférica (DA-102)

# CAPÍTULO 5

## SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA No.1 DE LA REFINERÍA “MIGUEL HIDALGO”





Los resultados de la simulación se presentan en cinco gráficas las cuales muestran: el perfil de temperaturas, curva TBP de la corriente de Turbosina así como el flujo de líquido y de vapor a lo largo de la columna atmosférica (DA-102) estas se obtuvieron variando la proporción de crudo Istmo en la alimentación desde el 90% hasta el 10 % en volumen., incluyendo las curvas TBP de los diferentes productos anexando los de la torre de vacío (DA-201) a la alimentación actual de la Refinería "Miguel Hidalgo".

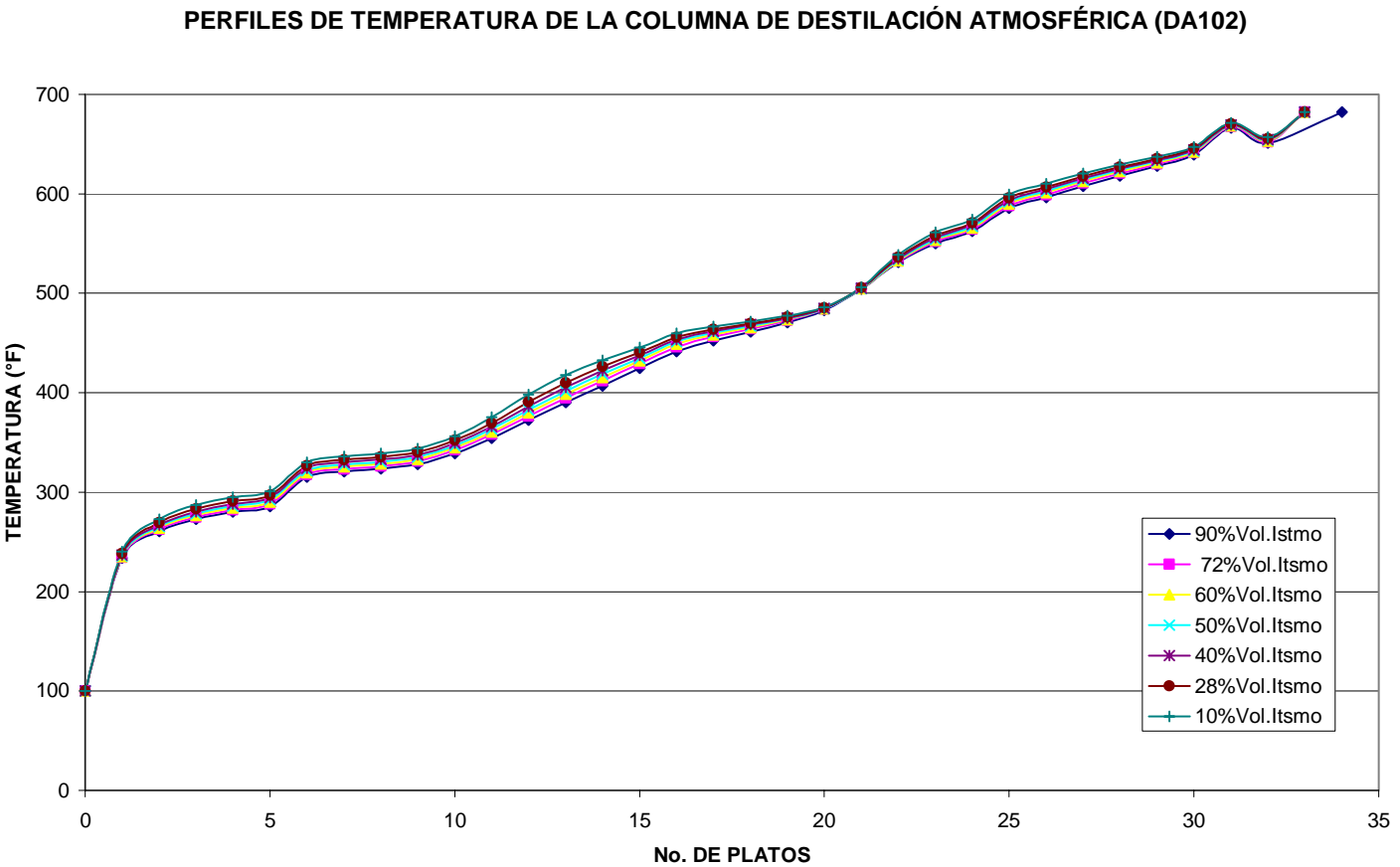


Figura 5.1 Gráfica del Perfil de Temperatura a lo largo de la Columna de Destilación Atmosférica

PERFIL DE FLUJO DE LIQUIDO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA (DA102)

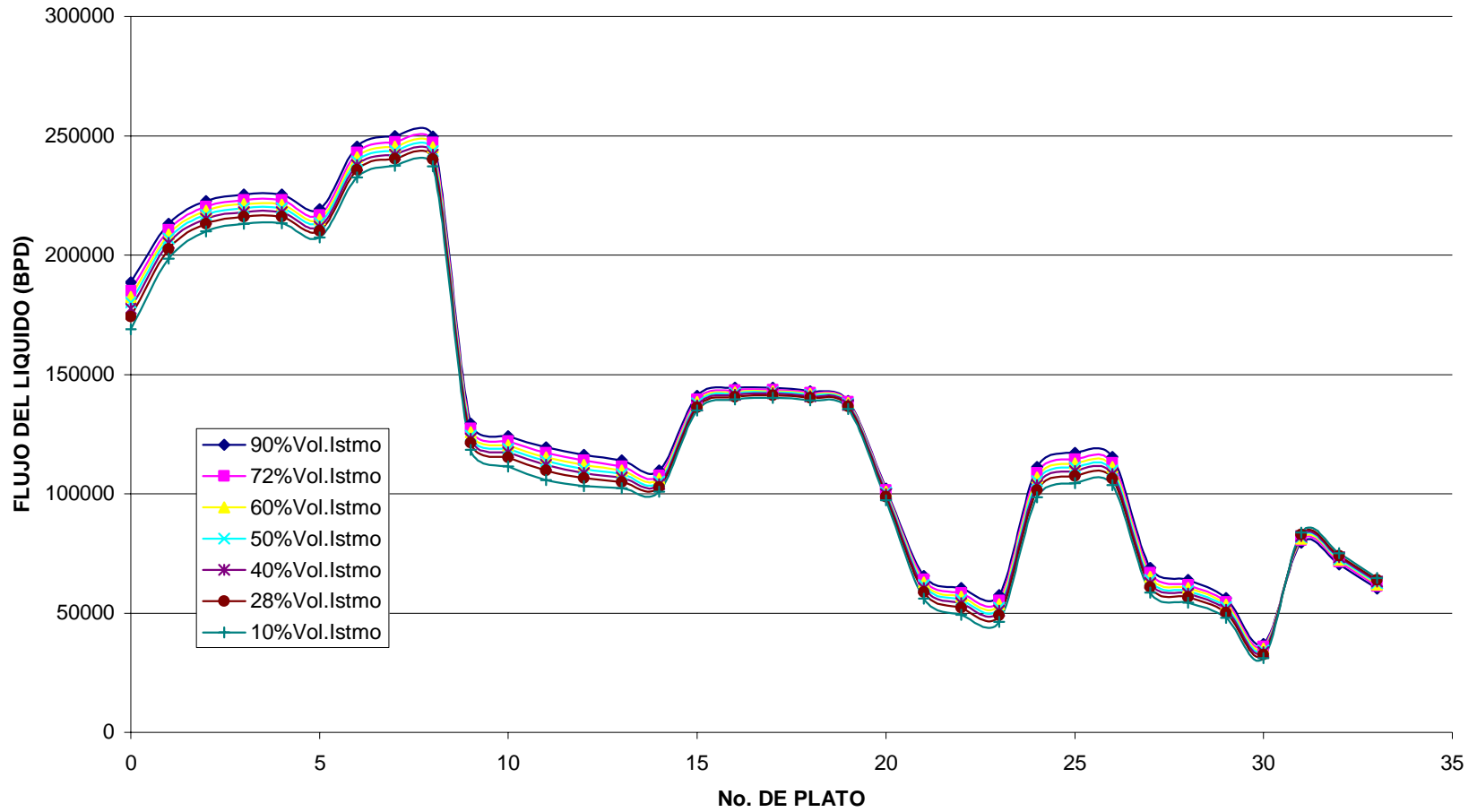


Figura 5.2 Gráfica del Perfil de Flujo de Liquido a lo largo de la Columna de Destilación Atmosférica



PERFIL DE FLUJO DE VAPOR EN LA COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA (DA102)

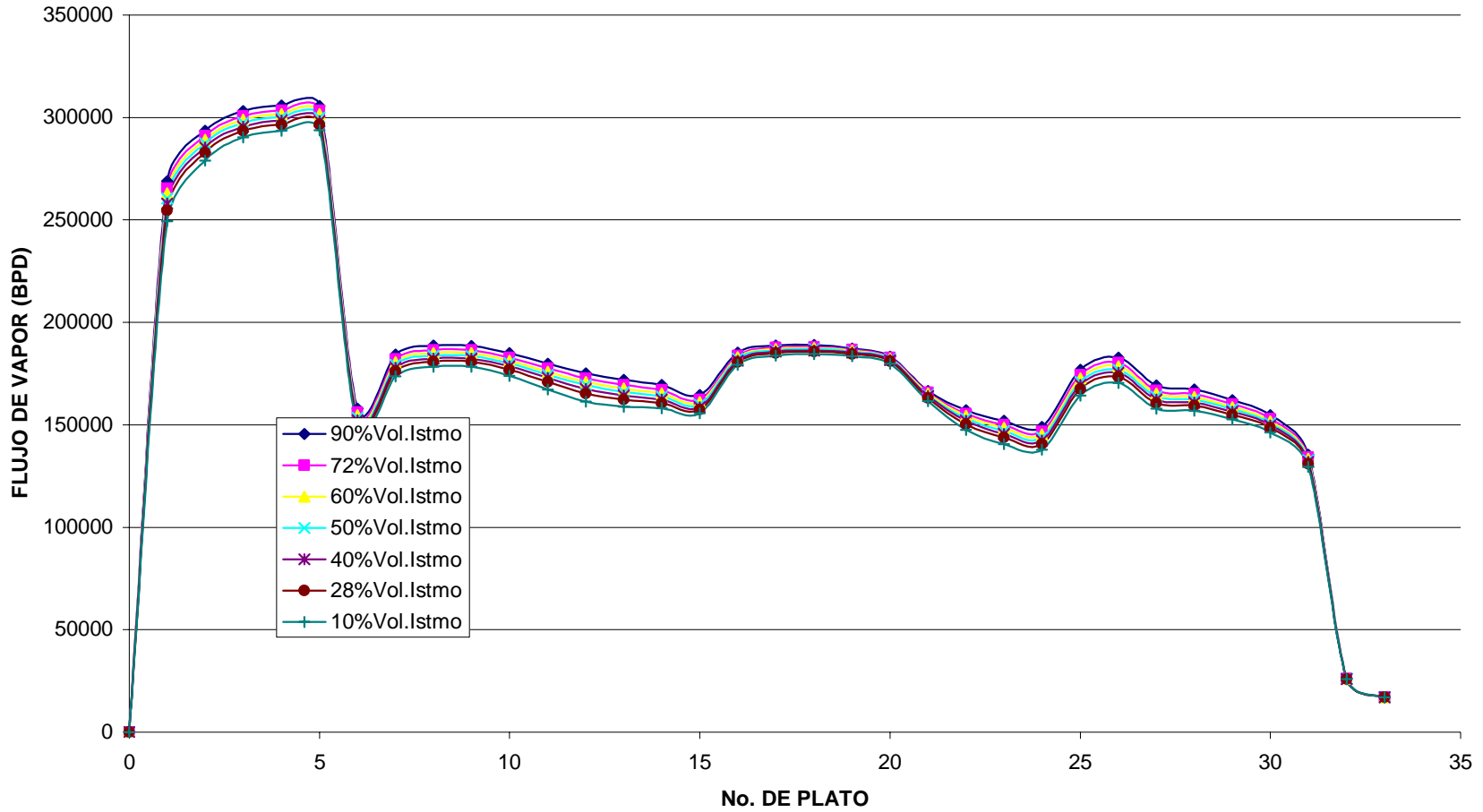


Figura 5.3 Gráfica del Perfil de Flujo de Vapor a lo largo de la Columna de Destilación Atmosférica

DESTILACIÓN TÉCNICA

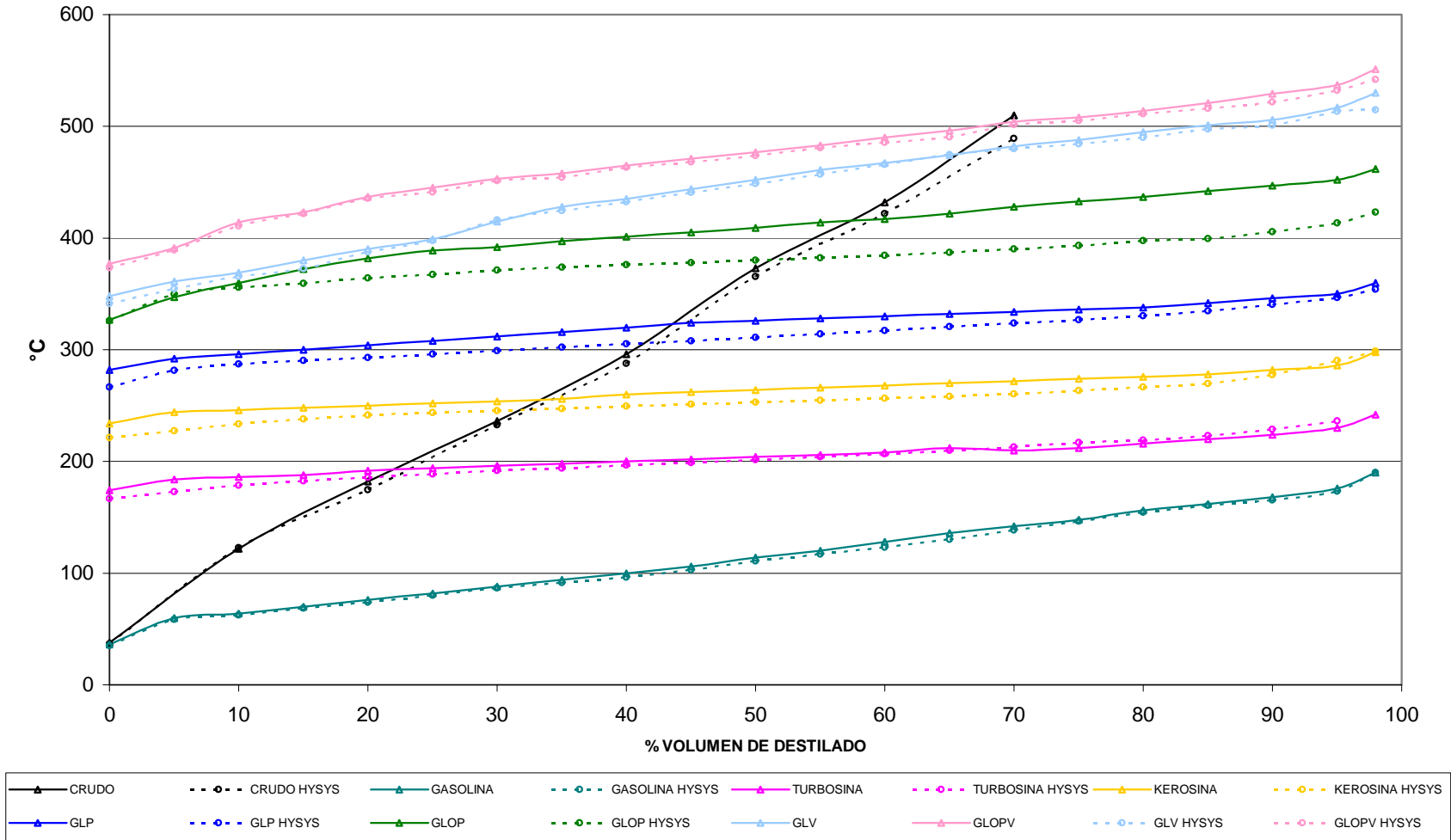


Figura 5.4 Gráfica de comparación entre la Destilación Técnica Teórica y la que se obtiene del Simulador Hysys

Datos de las curvas TBP obtenidos para los diferentes productos de las columnas (Atmosférica y de Vacío)

GASOLINA				TURBOSINA			
% VOL.DEST.	OPERACIÓN °C	HYSYS °C	%ERROR	% VOL.DEST.	OPERACIÓN °C	HYSYS °C	%ERROR
0	36	34.99	2.81	0	174	166.72	4.18
5	60	58.54	2.43	5	184	172.73	6.12
10	64	62.40	2.50	10	186	178.57	3.99
15	70	68.53	2.10	15	188	182.51	2.92
20	76	73.91	2.75	20	192	185.70	3.28
25	82	80.04	2.39	25	194	188.83	2.66
30	88	86.59	1.60	30	196	191.60	2.24
35	94	91.30	2.87	35	198	194.11	1.96
40	100	96.40	3.60	40	200	196.46	1.77
45	106	103.10	2.74	45	202	198.76	1.60
50	114	110.90	2.72	50	204	201.38	1.29
55	120	117.02	2.48	55	206	204.07	0.94
60	128	123.15	3.79	60	208	206.88	0.54
65	136	130.40	4.12	65	212	209.85	1.02
70	142	138.50	2.46	70	210	213.05	1.45
75	148	146.30	1.15	75	212	216.79	2.26
80	156	154.20	1.15	80	216	218.89	1.34
85	162	160.70	0.80	85	220	223.23	1.47
90	168	165.40	1.55	90	224	228.93	2.20
95	176	173.20	1.59	95	230	236.28	2.73
98	190	189.91	0.05	98	242	241.58	0.17

Tabla 5.1 Resultados obtenidos para las corrientes de Gasolina y Turbosina.

KEROSINA				GOLP			
% VOL.DEST.	OPERACIÓN °C	HYSYS °C	%ERROR	% VOL.DEST.	OPERACIÓN °C	HYSYS °C	%ERROR
0	234	221.23	5.46	0	282	266.36	5.55
5	244	227.43	6.79	5	292	281.53	3.59
10	246	233.67	5.01	10	296	287.22	2.96
15	248	238.05	4.01	15	300	290.14	3.29
20	250	241.33	3.47	20	304	293.03	3.61
25	252	243.49	3.38	25	308	296.01	3.89
30	254	245.30	3.42	30	312	298.96	4.18
35	256	247.34	3.38	35	316	302.01	4.43
40	260	249.27	4.13	40	320	305.07	4.66
45	262	251.12	4.15	45	324	308.13	4.90
50	264	252.90	4.20	50	326	311.19	4.54
55	266	254.59	4.29	55	328	314.27	4.19
60	268	256.38	4.34	60	330	317.35	3.83
65	270	258.35	4.31	65	332	320.50	3.46
70	272	260.59	4.20	70	334	323.75	3.07
75	274	263.66	3.77	75	336	326.90	2.71
80	276	266.76	3.35	80	338	330.41	2.25
85	278	269.57	3.03	85	342	334.70	2.14
90	282	277.62	1.55	90	346	340.39	1.62
95	286	290.48	1.56	95	350	346.47	1.01
98	298	298.87	0.29	98	360	353.97	1.67

Tabla 5.2 Resultados obtenidos para las corrientes de Kerosina y GOLP.

GOPP				GOLV			
% VOL.DEST.	OPERACIÓN	HYSYS	%ERROR	% VOL.DEST.	OPERACIÓN	HYSYS	%ERROR
	°C	°C			°C	°C	
0	327	326.01	0.30	0	348	341.21	1.95
5	347	349.89	0.83	5	361	354.40	1.83
10	360	356.06	1.09	10	369	365.72	0.89
15	372	359.48	3.36	15	380	372.45	1.99
20	382	364.19	4.66	20	390	387.40	0.67
25	389	367.13	5.62	25	399	397.80	0.30
30	392	371.17	5.31	30	415	416.21	0.29
35	397	373.73	5.86	35	428	424.49	0.82
40	401	375.91	6.26	40	435	432.59	0.55
45	405	377.86	6.70	45	444	440.58	0.77
50	409	379.94	7.10	50	452	448.78	0.71
55	414	382.20	7.68	55	461	457.14	0.84
60	417	384.59	7.77	60	467	465.74	0.27
65	422	387.17	8.25	65	474	474.61	0.13
70	428	390.02	8.87	70	482	480.01	0.41
75	433	393.46	9.13	75	488	484.20	0.78
80	437	397.60	9.02	80	495	490.00	1.01
85	442	399.44	9.63	85	501	497.32	0.73
90	447	405.77	9.22	90	506	501.23	0.94
95	452	413.59	8.50	95	517	513.4	0.70
98	462	423.08	8.42	98	530	514.65	2.90

Tabla 5.3 Resultados obtenidos para las corrientes de GOPP y GOLV.

GOPV			
% VOL.DEST.	OPERACIÓN	HYSYS	%ERROR
	°C	°C	
0	377	373.33	0.97
5	391	389.49	0.39
10	414	411.04	0.71
15	423	421.80	0.28
20	437	435.44	0.36
25	445	441.36	0.82
30	453	451.53	0.33
35	458	454.54	0.75
40	465	463.31	0.36
45	471	468.15	0.60
50	477	473.60	0.71
55	483	480.69	0.48
60	490	485.51	0.92
65	496	490.63	1.08
70	504	501.31	0.53
75	508	504.90	0.61
80	514	511.20	0.54
85	521	516.14	0.93
90	529	521.91	1.34
95	537	532.40	0.86
98	551	542.13	1.61

Tabla 5.4 Resultados obtenidos para la corriente de GOPV.

Resultados obtenidos de la simulación en comparación con los datos de diseño.

PROPIEDADES	Gasolina		
	HYSYS	DISEÑO	%ERROR
TEMPERATURA(°F)	162.85	162.00	0.52
PRESIÓN (PSIG)	4.60	4.60	0.09
FLUJO MOLAR(lbmol/h)	3311.66	3311.00	0.02
FLUJO MÁSICO(lb/h)	365666.39	365666.00	0.00
FLUJO DE LÍQUIDO(BPD)	32999.92	33000.00	0.00

Tabla 5.5 Resultados obtenidos para la corriente de Gasolina.

	Turbosina		
	HYSYS	DISEÑO	%ERROR
TEMPERATURA(°F)	297.70	320.00	6.97
PRESIÓN (PSIG)	5.55	5.55	0.07
FLUJO MOLAR(lbmol/h)	935.98	936.00	0.00
FLUJO MÁSICO(lb/h)	144900.66	144900.00	0.00
FLUJO DE LÍQUIDO(BPD)	12310.09	12310.00	0.00

Tabla 5.6 Resultados obtenidos para la corriente de Turbosina.

	Kerosina		
	HYSYS	DISEÑO	%ERROR
TEMPERATURA(°F)	430.30	426.00	1.01
PRESIÓN (PSIG)	6.19	6.20	0.13
FLUJO MOLAR(lbmol/h)	1062.28	1062.00	0.03
FLUJO MÁSICO(lb/h)	205732.17	205732.00	0.00
FLUJO DE LÍQUIDO(BPD)	16820.01	16820.00	0.00

Tabla 5.7 Resultados obtenidos para la corriente de Kerosina.

	GOLP		
	HYSYS	DISEÑO	%ERROR
TEMPERATURA(°F)	473.80	468.00	1.24
PRESIÓN (PSIG)	6.83	6.80	0.43
FLUJO MOLAR(lbmol/h)	1024.12	1024.00	0.01
FLUJO MÁSICO(lb/h)	255217.54	255217.00	0.00
FLUJO DE LÍQUIDO(BPD)	20160.04	20160.00	0.00

Tabla 5.8 Resultados obtenidos para la corriente de Kerosina.

	GOPP		
	HYSYS	DISEÑO	%ERROR
TEMPERATURA(°F)	538.70	530.00	1.64
PRESIÓN (PSIG)	7.47	7.46	0.09
FLUJO MOLAR(lbmol/h)	381.23	381.00	0.06
FLUJO MÁSICO(lb/h)	120868.30	120868.00	0.00
FLUJO DE LÍQUIDO(BPD)	9189.90	9190.00	0.00

Tabla 5.9 Resultados obtenidos para la corriente de GOPP.

	RES-ATM		
	HYSYS	DISEÑO	%ERROR
TEMPERATURA(°F)	682.25	682.00	0.04
PRESIÓN (PSIG)	8.10	8.11	0.07
FLUJO MOLAR(lbmol/h)	1807.15	1807.00	0.01
FLUJO MÁSICO(lb/h)	864180.06	864180.00	0.00
FLUJO DE LÍQUIDO(BPD)	61348.86	61348.00	0.00

Tabla 5.10 Resultados obtenidos para la corriente de Residuo Atmosférico.

	GOLV		
	HYSYS	DISEÑO	%ERROR
TEMPERATURA(°F)	665.30	693.00	4.00
PRESIÓN (PSIG)	-14.36		
FLUJO MOLAR(lbmol/h)	1381.02		
FLUJO MÁSICO(lb/h)	549203.75		
FLUJO DE LÍQUIDO(BPD)	5683903.67	5680000.00	0.07

Tabla 5.11 Resultados obtenidos para la corriente de GOLV.

	GOPV		
	HYSYS	DISEÑO	%ERROR
TEMPERATURA(°F)	665.30	688.00	3.30
PRESIÓN (PSIG)	-14.34		
FLUJO MOLAR(lbmol/h)	321.46		
FLUJO MÁSICO(lb/h)	209294.02		
FLUJO DE LÍQUIDO(BPD)	14213.99	14214.00	0.00

Tabla 5.7 Resultados obtenidos para la corriente de GOPV.

	RES-VAC		
	HYSYS	DISEÑO	%ERROR
TEMPERATURA(°F)	530.00	526.00	0.76
PRESIÓN (PSIG)	-14.07		
FLUJO MOLAR(lbmol/h)	417.35		
FLUJO MÁSICO(lb/h)	274116.54		
FLUJO DE LÍQUIDO(BPD)	25359.60	25000.00	1.44

Tabla 5.7 Resultados obtenidos para la corriente de Residuo de Vacío.

Temperatura vs % Destilado (Turbosina)

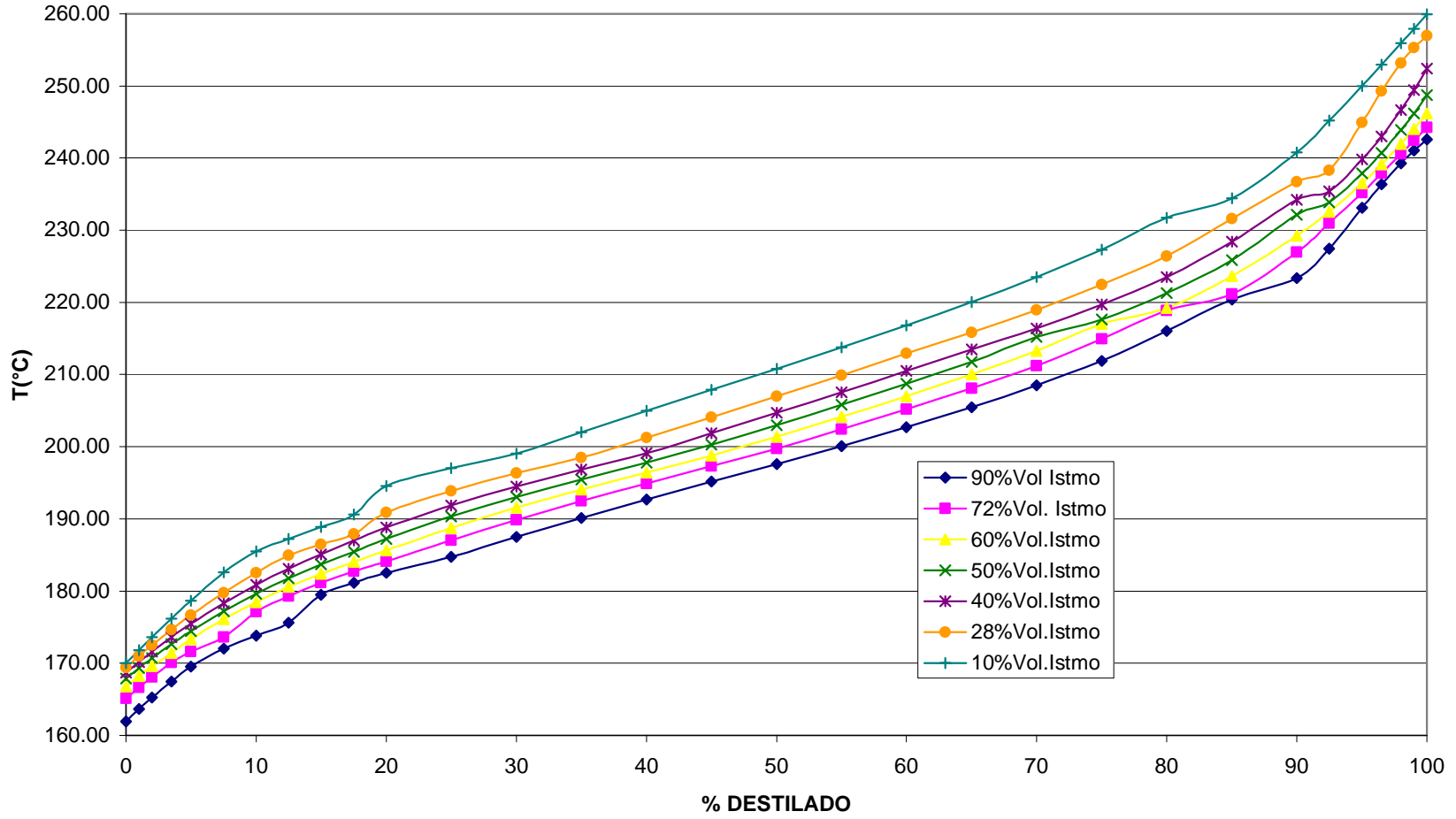


Figura 5.4 Gráfica de la Curva TBP de la corriente de Turbosina al cambio en la alimentación del Tipo de Crudo (Maya)

Como se ha mencionado el crudo es una mezcla compleja de hidrocarburos y su separación así como cualquier proceso industrial que involucra diversas etapas unitarias. Lo anterior genera un gran número de variables a converger con lo cual es imposible obtener un 0% de error en las variables resultantes. Esto hace necesario definir un criterio para la presentación de resultados.

El criterio consistió en llegar a la convergencia de todos los equipos con un mínimo de error (menor al 10%) en las variables de las corrientes de los productos de destilación.

Los resultados obtenidos mediante la simulación realizada tomando en cuenta 33 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 es válido. Además los productos cumplen con las especificaciones de diseño como se puede observar en la prueba TBP.

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 de vapor a lo largo de la columna de destilación atmosférica, sobre todo de 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 el crudo Maya es 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. Sin embargo se puede observar que para todas las corrientes de producto obtenidas, a medida que aumenta la proporción de crudo Maya en la corriente de alimentación a la torre atmosférica, los puntos de la curva TBP de dichas corrientes también aumentan ocasionando que el producto no se obtenga con las características especificadas.



Esto se puede observar en la gráfica 5.4 con el ejemplo de la corriente de Turbosina.

La razón por la cual las temperaturas no varían a lo largo de la columna de destilación atmosférica (DA-102) es porque las especificaciones impuestas sobre las columnas fueron las temperaturas de corte de los productos, esto 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.

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. Esto 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



Se cumplió con el objetivo del trabajo, se logro llevar a cabo la simulación de la Planta Combinada No.1 de la Refinería de Tula, Hidalgo con las respectivas restricciones, para las actuales condiciones de proceso donde el simulador Hysys resulto ser una herramienta confiable para la generación del esquema de simulación propuesto.

El esquema de simulación generado en el simulador resulto satisfactorio debido a que los errores obtenidos son menores al 10% tanto para las condiciones de operación como para las especificaciones de diseño.

Como ya se menciona, en la actualidad existe la tendencia en nuestro país a utilizar crudos cada vez más pesados en las refinerías en México debido a que resulta mas rentable exportar el crudo tipo istmo que utilizarlo en nuestras plantas de proceso, aunque como se puede observar en los resultados obtenidos por las simulaciones realizadas con distintas proporciones de crudo istmo – crudo maya, resulta inadecuado manejar una proporción mayor 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.

Como se menciona con anterioridad es visto que la simulación de procesos es de gran utilidad para varios propósitos de estudio como son el diseño de procesos, operación de proceso, flexibilidad, sensibilidad, además de ayuda para mejorar el rendimiento de los productos. También se puede hacer algún tipo de optimización que ayude a la reducción del consumo de energía, arreglos en equipo, condiciones de proceso, entre otras cosas.

Reitero que la simulación de proceso es una herramienta muy poderosa hoy en día y sobre todo cuando el objetivo del país es ser mas productivo y competitivo a nivel mundial, la mayoría de los estudios que se hacen con estas herramienta son sumamente confiables, además con los datos que arroja una simulación de proceso, es posible: hacer, proponer y predecir cambios sin necesidad de parar la planta para lo que se requiere un gran numero de personas para este trabajo.



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

A pesar de los beneficios del simulador, la persona encargada del esquema de simulación generado tiene la gran responsabilidad de usarlo adecuadamente y contar con la experiencia de campo necesaria para tomar las decisiones adecuadas que ayuden a mejorar el proceso sin generar errores graves. Aún con la profundidad a la que se ha llevado este estudio, estoy consiente de que es susceptible de llevar a un detalle mucho más profundo siempre y cuando el beneficio proyectado lo justificara. Sin embargo, el alcance del presente estudio es servir como un punto de partida en la simulación de procesos de una sección de una referencia. Dependiendo de los objetivos que pueda tener la empresa petrolera, se puede utilizar esta simulación para diversos proyectos.

# APÉNDICE 1

## Caracterización de los Crudos (Istmo y Maya)



**CARACTERÍSTICAS DEL CRUDO “ISTMO”**

<u>TIPO DE ANÁLISIS</u>	<u>RESULTADO</u>
Peso específico @ 20/4 °C	0.86
°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 <sub>5</sub>	3.27
Acidez, mg KOH/g	0.41
Fierro, ppm	1.06
Vanadio, ppm	90.97
Niquel, ppm	8.43
Cobre, ppm	0.44
Calcio, ppm	4.73
Magnesio, ppm	0.18
Plomo, ppm	0.00
Cloruros, ppm	0.91
Pentano, %vol	1.90
Destilación Hempel	
TIE, °C	40
10%, °C	122
20%, °C	169
30%, °C	225
40%, °C	279
50%, °C	-
TFE	320
RECUPERADO, %vol	51
Componentes	%Mol
Metano	94.48
Etano	1.75
Propano	2.46
i-Butano	0.60
n-Butano	0.36
i-Pentano	0.15
n-Pentano	0.06
H <sub>2</sub> S	0.14
H <sub>2</sub> O	0.00

**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	11.5
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 <sub>5</sub>	17.21
Acidez, mg KOH/g	0.34
Fierro, ppm	2.87
Vanadio, ppm	305
Niquel, ppm	76.08
Cobre, ppm	0.55
Calcio, ppm	6.89
Magnesio, ppm	0.48
Plomo, ppm	0.00
Cloruros, ppm	0.90
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

Componentes	%Mol
Metano	94.94
Etano	1.69
Propano	2.21
i-Butano	0.53
n-Butano	0.20
i-Pentano	0.18
n-Pentano	0.13
H <sub>2</sub> S	0.12
H <sub>2</sub> O	0.00


# APÉNDICE 2

Hojas de especificación de algunos equipos obtenidas mediante la simulación de la Planta Combinada No.1








1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA				Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC			
2					Unit Set: Field1			
3					Date/Time: Tue Feb 27 14:05:09 2007			
4								
5	<b>Heat Exchanger: EA-101A</b>							
6	<b>CONNECTIONS</b>							
7	<b>Tube Side</b>				<b>Shell Side</b>			
8	Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
9	Name	11	Name	60A	Name	102	Name	103
10	From Op.	GA-101A Pump	To Op.	Heat Excha E-101	From Op.	Pump GA-106/R	To Op.	Cooler EA-109A-B
11	Temp	92.70 F	Temp	121.00 F *	Temp	298.19 F	Temp	141.39 F
12	<b>PARAMETERS</b>							
13	<b>Exchanger Design (End Point)</b>							
14	Tube Side DeltaP:	14.50 psi *	Shell Side DeltaP:	1.000 psi *	Passes:	---		
15	UA:	1.358e+005 Btu/F-hr	Tolerance:	1.0000e-04 *				
16	Tube Side Data				Shell Side Data			
17	Heat Transfer Coefficient	---		Heat Transfer Coefficient	---			
18	Tube Pressure Drop	14.50 psi *		Shell Pressure Drop	1.00 psi *			
19	Fouling	0.00000 F-hr-ft <sup>2</sup> /Btu *		Fouling	0.00000 F-hr-ft <sup>2</sup> /Btu *			
20	Tube Length	19.69 ft *		Shell Passes	1			
21	Tube O.D.	0.79 in *		Shell Series	1 *			
22	Tube Thickness	0.0787 in		Shell Parallel	1 *			
23	Tube Pitch	1.9685 in *		Baffle Type	Single			
24	Orientation	Horizontal		Baffle Cut(%Area)	20.00 *			
25	Passes Per Shell	2 *		Baffle Orientation	Horizontal			
26	Tubes Per Shell	160 *		Spacing	31.4961 in *			
27	Layout Angle	Triangular (30 degrees)		Diameter	29.0964 in *			
28	TEMA Type	A E L		Area	649.26 ft <sup>2</sup>			
29	<b>SPECS</b>							
30		Specified Value	Current Value	Relative Error	Active	Estimate		
31	E-100 Heat Balance	0.0000 MMBtu/hr	-4.189e-014 MMBtu/hr	1.228e-011	On	Off		
32	E-100 UA	---	1.358e+005 Btu/F-hr	---	On	Off		
33	<b>Detailed Specifications</b>							
34	<b>E-100 Heat Balance</b>							
35	Type: Duty	Pass: Error		Spec Value: 0.0000 MMBtu/hr				
36	<b>E-100 UA</b>							
37	Type: UA	Pass: Overall		Spec Value: ---				
38	<b>User Variables</b>							
39	<b>PROPERTIES</b>							
40	<b>11</b>							
41		Overall	Liquid Phase					
42	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000					
43	Temperature: (F)	92.70	92.70					
44	Pressure: (psia)	441.0 *	441.0					
45	Molar Flow (lbmole/hr)	4198	4198					
46	Mass Flow (lb/hr)	9.619e+005	9.619e+005					
47	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	7.500e+004	7.500e+004					
48	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-2.104e+005	-2.104e+005					
49	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-918.3	-918.3					
50	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	69.17	69.17					
51	Hyprotech Ltd.				HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 3	

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name:	C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC			
2			Unit Set:	Field1			
3			Date/Time:	Tue Feb 27 14:05:09 2007			
4			<b>Heat Exchanger: EA-101A (continued)</b>				
5			<b>11</b>				
6		Overall	Liquid Phase				
7	Mass Entropy (Etu/lb-F)	0.3018	0.3018				
8	Heat Flow (MMBtu/hr)	-883.4	-883.4				
9	Molar Density (lbmole/ft3)	0.2368	0.2368				
10	Mass Density (API)	30.98	30.98				
11	Std Ideal Liq Mass Density (API)	29.30	29.30				
12	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	29.36	29.36				
13	Molar Heat Capacity (Etu/lbmole-F)	102.3	102.3				
14	Mass Heat Capacity (Etu/lb-F)	0.4465	0.4465				
15	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	8.268e-002	8.268e-002				
16	Viscosity (cP)	35.18	35.18				
17	Surface Tension (dyne/cm)	26.29	26.29				
18	Molecular Weight	229.2	229.2				
19	Z Factor	0.3142	0.3142				
20	<b>60A</b>						
21		Overall	Liquid Phase				
22	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000				
23	Temperature: (F)	121.0 *	121.0				
24	Pressure: (psia)	426.5	426.5				
25	Molar Flow (lbmole/hr)	4198	4198				
26	Mass Flow (lb/hr)	9.619e+005	9.619e+005				
27	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	7.500e+004	7.500e+004				
28	Molar Enthalpy (Etu/lbmole)	-2.075e+005	-2.075e+005				
29	Mass Enthalpy (Etu/lb)	-905.5	-905.5				
30	Molar Entropy (Etu/lbmole-F)	74.38	74.38				
31	Mass Entropy (Etu/lb-F)	0.3246	0.3246				
32	Heat Flow (MMBtu/hr)	-871.1	-871.1				
33	Molar Density (lbmole/ft3)	0.2336	0.2336				
34	Mass Density (API)	33.15	33.15				
35	Std Ideal Liq Mass Density (API)	29.30	29.30				
36	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	29.36	29.36				
37	Molar Heat Capacity (Etu/lbmole-F)	106.0	106.0				
38	Mass Heat Capacity (Etu/lb-F)	0.4627	0.4627				
39	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	8.076e-002	8.076e-002				
40	Viscosity (cP)	15.98	15.98				
41	Surface Tension (dyne/cm)	24.96	24.96				
42	Molecular Weight	229.2	229.2				
43	Z Factor	0.2929	0.2929				
44	<b>102</b>						
45		Overall	Liquid Phase				
46	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000				
47	Temperature: (F)	298.2	298.2				
48	Pressure: (psia)	120.7 *	120.7				
49	Molar Flow (lbmole/hr)	907.5	907.5				
50	Mass Flow (lb/hr)	1.460e+005	1.460e+005				
51	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	1.231e+004	1.231e+004				
52	Molar Enthalpy (Etu/lbmole)	-1.328e+005	-1.328e+005				
53	Mass Enthalpy (Etu/lb)	-825.0	-825.0				
54	Molar Entropy (Etu/lbmole-F)	58.66	58.66				
55	Mass Entropy (Etu/lb-F)	0.3645	0.3645				
56	<b>Hyprotech Ltd.</b>		<b>HYSYS v3.2 (Build 5029)</b>		<b>Page 2 of 3</b>		

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC			
2			Unit Set: Field1			
3			Date/Time: Tue Feb 27 14:05:09 2007			
4						
5	<b>Heat Exchanger: EA-101A (continued)</b>					
6	<b>102</b>					
7		Overall	Liquid Phase			
8	Heat Flow (MMBtu/hr)	-120.5	-120.5			
9	Molar Density (lbmole/ft3)	0.2759	0.2759			
10	Mass Density (API)	67.06	67.06			
11	Std Ideal Liq Mass Density (API)	42.33	42.33			
12	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	43.30	43.30			
13	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	93.71	93.71			
14	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5823	0.5823			
15	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.933e-002	6.933e-002			
16	Viscosity (cP)	0.1710	0.1710			
17	Surface Tension (dyne/cm)	16.81	16.81			
18	Molecular Weight	160.9	160.9			
19	Z Factor	5.380e-002	5.380e-002			
20	<b>103</b>					
21		Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase		
22	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.9950	0.0050		
23	Temperature: (F)	141.4	141.4	141.4		
24	Pressure: (psia)	119.7	119.7	119.7		
25	Molar Flow (lbmole/hr)	907.5	902.9	4.522		
26	Mass Flow (lb/hr)	1.460e+005	1.460e+005	81.47		
27	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	1.231e+004	1.230e+004	5.589		
28	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.464e+005	-1.465e+005	-1.215e+005		
29	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-909.4	-906.2	-6744		
30	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	38.64	38.76	14.93		
31	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.2401	0.2398	0.8287		
32	Heat Flow (MMBtu/hr)	-132.8	-132.3	-0.5494		
33	Molar Density (lbmole/ft3)	0.3012	0.2999	3.396		
34	Mass Density (API)	50.34	50.36	12.59		
35	Std Ideal Liq Mass Density (API)	42.33	42.35	10.00		
36	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	43.30	43.41	7.711		
37	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	78.55	78.85	18.63		
38	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4881	0.4877	1.034		
39	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	8.044e-002	8.040e-002	0.3780		
40	Viscosity (cP)	2.755	2.750	0.4577		
41	Surface Tension (dyne/cm)	---	24.15	65.82		
42	Molecular Weight	160.9	161.7	18.02		
43	Z Factor	---	6.188e-002	5.464e-003		
44	<b>Stream Properties</b>					
45		11	60A	102	103	
46	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
47	Temperature	92.70	121.0 *	298.2	141.4	
48	Pressure	441.0 *	426.5	120.7 *	119.7	
49	Enthalpy	-2.104e+005	-2.075e+005	-1.328e+005	-1.464e+005	
50	Molar Flow	4198	4198	907.5	907.5	
51	MassFlow	9.619e+005	9.619e+005	1.460e+005	1.460e+005	
52	Std Ideal Liq Vol Flow	7.500e+004	7.500e+004	1.231e+004	1.231e+004	
53	HeatFlow	-883.4	-871.1	-120.5	-132.8	
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 3 of 3	


Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.



1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC			
2			Unit Set: Field1			
3			Date/Time: Tue Feb 27 15:48:30 2007			
4						
5	<b>3 Phase Separator: FA-103A</b>					
6	<b>CONNECTIONS</b>					
7	<b>Inlet Stream</b>					
8	Stream Name		From Unit Operation			
9	63A	Heat Exchanger		EA-103A		
10	<b>Outlet Stream</b>					
11	Stream Name		To Unit Operation			
12	63AVAP					
13	63A2	Heat Exchanger:		EA-104A		
14	63A-SAL					
15	<b>Energy Stream</b>					
16	Stream Name		From Unit Operation			
17						
18	<b>PARAMETERS</b>					
19	Vessel Volume:	70.63 ft3 *	Level SP:	50.00 %	Liquid Volume: 35.31 ft3	
20	Vessel Pressure:	22.03 kg/cm2	Pressure Drop:	71.00 psi *	Duty: 0.0000 MMBtu/hr	
21					Heat Transfer Mode: Heating	
22	<b>User Variables</b>					
23	<b>PROPERTIES</b>					
24	<b>63A</b>					
25		Overall	Liquid Phase			
26	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000			
27	Temperature: (F)	271.6	271.6			
28	Pressure: (kg/cm2)	27.02	27.02			
29	Molar Flow (lbmole/hr)	4198	4198			
30	Mass Flow (lb/hr)	9.619e+005	9.619e+005			
31	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	7.500e+004	7.500e+004			
32	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.901e+005	-1.901e+005			
33	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-829.6	-829.6			
34	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	101.0	101.0			
35	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4407	0.4407			
36	Heat Flow (MMBtu/hr)	-798.0	-798.0			
37	Molar Density (lbmole/ft3)	0.2167	0.2167			
38	Mass Density (API)	46.06	46.06			
39	Std Ideal Liq Mass Density (API)	29.30	29.30			
40	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	29.36	29.36			
41	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	125.3	125.3			
42	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5468	0.5468			
43	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.998e-002	6.998e-002			
44	Viscosity (cP)	1.022	1.022			
45	Surface Tension (dyne/cm)	18.13	18.13			
46	Molecular Weight	229.2	229.2			
47	Z Factor	0.2260	0.2260			
48	<b>63AVAP</b>					
49		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase	Liquid Phase	
50	Vapour/Phase Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	
51	Temperature: (F)	272.0	272.0	272.0	272.0	




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC			
2			Unit Set: Field1			
3			Date/Time: Tue Feb 27 15:48:30 2007			
4						
5						
6	<b>3 Phase Separator: FA-103A (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>63AVAP</b>					
10						
11		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase	Liquid Phase	
12	Pressure:	(kg/cm2) 22.03	22.03	22.03	22.03	
13	Molar Flow	(lbmole/hr) 0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
14	Mass Flow	(lb/hr) 0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
15	Std Ideal Liq Vol Flow	(barrel/day) 0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
16	Molar Enthalpy	(Btu/lbmole) -4.107e+004	-1.901e+005	-4.107e+004	-1.901e+005	
17	Mass Enthalpy	(Btu/lb) -1068	-829.6	-1068	-829.6	
18	Molar Entropy	(Btu/lbmole-F) 40.12	101.1	40.12	101.1	
19	Mass Entropy	(Btu/lb-F) 1.043	0.4411	1.043	0.4411	
20	Heat Flow	(MMBtu/hr) 0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
21	Molar Density	(lbmole/ft3) 4.423e-002	0.2163	4.423e-002	0.1839	
22	Mass Density	(API) 5051	46.35	5051	77.75	
23	Std Ideal Liq Mass Density	(API) 143.4	29.30	143.4	29.30	
24	Liq Mass Density @Std Cond	(API_60) 203.4	29.36	203.4	29.36	
25	Molar Heat Capacity	(Btu/lbmole-F) 21.10	125.4	21.10	125.4	
26	Mass Heat Capacity	(Btu/lb-F) 0.5487	0.5473	0.5487	0.5473	
27	Thermal Conductivity	(Btu/hr-ft-F) 2.286e-002	6.995e-002	2.286e-002	6.995e-002	
28	Viscosity	(cP) 1.510e-002	1.017	1.510e-002	0.9126	
29	Surface Tension	(dyne/cm) ---	18.11	---	18.11	
30	Molecular Weight	38.46	229.2	38.46	229.2	
31	Z Factor	0.9022	0.1845	0.9022	0.2170	
32	<b>63A2</b>					
33						
34		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase	Liquid Phase	
35	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	
36	Temperature:	(F) 272.0 *	272.0	272.0	272.0	
37	Pressure:	(kg/cm2) 22.03	22.03	22.03	22.03	
38	Molar Flow	(lbmole/hr) 4198	4198	0.0000	0.0000	
39	Mass Flow	(lb/hr) 9.619e+005	9.619e+005	0.0000	0.0000	
40	Std Ideal Liq Vol Flow	(barrel/day) 7.500e+004	7.500e+004	0.0000	0.0000	
41	Molar Enthalpy	(Btu/lbmole) -1.901e+005	-1.901e+005	-4.107e+004	-1.901e+005	
42	Mass Enthalpy	(Btu/lb) -829.6	-829.6	-1068	-829.6	
43	Molar Entropy	(Btu/lbmole-F) 101.1	101.1	40.12	101.1	
44	Mass Entropy	(Btu/lb-F) 0.4411	0.4411	1.043	0.4411	
45	Heat Flow	(MMBtu/hr) -798.0	-798.0	0.0000	0.0000	
46	Molar Density	(lbmole/ft3) 0.2163	0.2163	4.423e-002	0.1839	
47	Mass Density	(API) 46.35	46.35	5051	77.75	
48	Std Ideal Liq Mass Density	(API) 29.30	29.30	143.4	29.30	
49	Liq Mass Density @Std Cond	(API_60) 29.36	29.36	203.4	29.36	
50	Molar Heat Capacity	(Btu/lbmole-F) 125.4	125.4	21.10	125.4	
51	Mass Heat Capacity	(Btu/lb-F) 0.5473	0.5473	0.5487	0.5473	
52	Thermal Conductivity	(Btu/hr-ft-F) 6.995e-002	6.995e-002	2.286e-002	6.995e-002	
53	Viscosity	(cP) 1.017	1.017	1.510e-002	0.9126	
54	Surface Tension	(dyne/cm) 18.11	18.11	---	18.11	
55	Molecular Weight	229.2	229.2	38.46	229.2	
56	Z Factor	0.1845	0.1845	0.9022	0.2170	
57	<b>63A-SAL</b>					
58						
59		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase	Liquid Phase	
60	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	
61	Temperature:	(F) 272.0	272.0	272.0	272.0	
62	Pressure:	(kg/cm2) 22.03	22.03	22.03	22.03	
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 2 of 3	

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC			
2			Unit Set: Field1			
3			Date/Time: Tue Feb 27 15:48:30 2007			
4						
5						
6	<b>3 Phase Separator: FA-103A (continued)</b>					
7						
8						
9	<b>63A-SAL</b>					
10						
11		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase	Liquid Phase	
12	Molar Flow (lbmole/hr)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
13	Mass Flow (lb/hr)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
14	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
15	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.901e+005	-1.901e+005	-4.107e+004	-1.901e+005	
16	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-829.6	-829.6	-1068	-829.6	
17	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	101.1	101.1	40.12	101.1	
18	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4411	0.4411	1.043	0.4411	
19	Heat Flow (MMBtu/hr)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
20	Molar Density (lbmole/ft3)	0.2163	0.2163	4.423e-002	0.1839	
21	Mass Density (API)	48.35	48.35	5051	77.75	
22	Std Ideal Liq Mass Density (API)	29.30	29.30	143.4	29.30	
23	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	29.36	29.36	203.4	29.36	
24	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	125.4	125.4	21.10	125.4	
25	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5473	0.5473	0.5487	0.5473	
26	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.995e-002	6.995e-002	2.286e-002	6.995e-002	
27	Viscosity (cP)	1.017	1.017	1.510e-002	0.9126	
28	Surface Tension (dyne/cm)	18.11	18.11	---	18.11	
29	Molecular Weight	229.2	229.2	38.46	229.2	
30	Z Factor	0.1845	0.1845	0.9022	0.2170	
31	<b>Inlet Stream</b>					
32						
33	63A					
34	Vapour Fraction		0.0000			
35	Temperature (F)		271.6			
36	Pressure (kg/cm2)		27.02			
37	Molar Flow (lbmole/hr)		4198			
38	MassFlow (lb/hr)		9.619e+005			
39	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)		7.500e+004			
40	HeatFlow (MMBtu/hr)		-798.0			
41	<b>Outlet Stream</b>					
42						
43		63A2	63AVAP	63A-SAL		
44	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000		
45	Temperature (F)	272.0 *	272.0	272.0		
46	Pressure (kg/cm2)	22.03	22.03	22.03		
47	Molar Flow (lbmole/hr)	4198	0.0000	0.0000		
48	MassFlow (lb/hr)	9.619e+005	0.0000	0.0000		
49	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	7.500e+004	0.0000	0.0000		
50	HeatFlow (MMBtu/hr)	-798.0	0.0000	0.0000		
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 3 of 3	

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC					
2			Unit Set: Field1					
3			Date/Time: Tue Feb 27 16:08:35 2007					
4								
5								
6	<b>Absorber: DA-101A @Main</b>							
7								
8								
9	<b>CONNECTIONS</b>							
10								
11	Inlet Stream							
12	STREAM NAME	Stage					FROM UNIT OPERATION	
13	13A1	6 TS-1					VLV-100	
14	20AA	1 TS-1					Recycle RCY-2	
15	Outlet Stream							
16	STREAM NAME	Stage					TO UNIT OPERATION	
17	16A	1 TS-1						
18	13AL	6 TS-1					Pump GA-103A	
19	<b>MONITOR</b>							
20								
21	Specifications Summary							
22		Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active Estimate Used	
23								
24								
25	<b>SPECS</b>							
26	Column Specification Parameters							
27								
28								
29	Fixed / Ranged:	Primary / Alternate:	Lower Bound:	Upper Bound:				
30								
31	<b>SUBCOOLING</b>							
32								
33	Degrees of Subcooling							
34	Subcool to							
35								
36	<b>User Variables</b>							
37								
38	<b>PROPERTIES</b>							
39	<b>Properties : 20AA</b>							
40		Overall	Liquid Phase					
41	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000					
42	Temperature: (F)	164.8	164.8					
43	Pressure: (kg/cm2)	3.867	3.867					
44	Molar Flow (lbmole/hr)	472.7	472.7					
45	Mass Flow (lb/hr)	5.362e+004	5.362e+004					
46	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	4804	4804					
47	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.021e+005	-1.021e+005					
48	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-899.7	-899.7					
49	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	23.06	23.06					
50	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.2033	0.2033					
51	Heat Flow (MMBtu/hr)	-48.24	-48.24					
52	Molar Density (lbmole/ft3)	0.3937	0.3937					
53	Mass Density (API)	65.91	65.91					
54	Std Ideal Liq Mass Density (API)	53.26	53.26					
55	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	53.37	53.37					
56	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	58.76	58.76					
57	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5180	0.5180					
58	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.775e-002	6.775e-002					
59	Viscosity (cP)	0.8249	0.8249					
60	Surface Tension (dyne/cm)	18.71	18.71					
61	Molecular Weight	113.4	113.4					
62	Z Factor	2.085e-002	2.085e-002					
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 1 of 3		

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC		
2			Unit Set: Field1		
3			Date/Time: Tue Feb 27 16:08:35 2007		
4					
5					
6	<b>Absorber: DA-101A @Main (continued)</b>				
7					
8					
9	<b>Properties : 13A1</b>				
10		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
11	Vapour/Phase Fraction	0.1150	0.1150	0.8850	
12	Temperature: (F)	417.9	417.9	417.9	
13	Pressure: (kg/cm2)	3.833	3.833	3.833	
14	Molar Flow (lbmole/hr)	4198	482.7	3715	
15	Mass Flow (lb/hr)	9.619e+005	4.548e+004	9.164e+005	
16	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	7.500e+004	4250	7.075e+004	
17	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.685e+005	-6.151e+004	-1.836e+005	
18	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-739.8	-652.9	-744.1	
19	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	127.0	54.85	136.3	
20	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.5541	0.5822	0.5527	
21	Heat Flow (MMBtu/hr)	-711.6	-29.69	-681.9	
22	Molar Density (lbmole/ft3)	4.278e-002	6.180e-003	0.1856	
23	Mass Density (API)	767.7	1.501e+004	61.03	
24	Std Ideal Liq Mass Density (API)	29.30	61.25	27.71	
25	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	29.36	59.58	28.44	
26	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	142.2	53.19	153.8	
27	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6207	0.5646	0.6235	
28	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	1.760e-002	5.975e-002	
29	Viscosity (cP)	---	1.084e-002	0.2712	
30	Surface Tension (dyne/cm)	13.09	---	13.09	
31	Molecular Weight	229.2	94.21	246.7	
32	Z Factor	---	0.9368	3.119e-002	
33	<b>Properties : 13A2</b>				
34		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
35	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
36	Temperature: (F)	408.7	408.7	408.7	
37	Pressure: (kg/cm2)	3.635	3.635	3.635	
38	Molar Flow (lbmole/hr)	4126	0.0000	4126	
39	Mass Flow (lb/hr)	9.683e+005	0.0000	9.683e+005	
40	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	7.531e+004	0.0000	7.531e+004	
41	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.759e+005	-6.377e+004	-1.759e+005	
42	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-749.7	-652.1	-749.7	
43	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	126.7	55.26	126.7	
44	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.5399	0.5651	0.5399	
45	Heat Flow (MMBtu/hr)	-726.0	0.0000	-726.0	
46	Molar Density (lbmole/ft3)	0.1940	5.947e-003	0.1940	
47	Mass Density (API)	62.12	1.503e+004	62.12	
48	Std Ideal Liq Mass Density (API)	28.90	59.42	28.90	
49	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	29.56	58.15	29.56	
50	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	145.8	54.69	145.8	
51	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6211	0.5592	0.6211	
52	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	5.961e-002	1.686e-002	5.961e-002	
53	Viscosity (cP)	0.2663	1.040e-002	0.2663	
54	Surface Tension (dyne/cm)	12.92	---	12.92	
55	Molecular Weight	234.7	97.79	234.7	
56	Z Factor	2.860e-002	0.9330	2.860e-002	
57	<b>Properties : 16A</b>				
58		Overall	Vapour Phase		
59	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000		
60	Temperature: (F)	302.2	302.2		
61	Pressure: (kg/cm2)	3.533	3.533		
62	Molar Flow (lbmole/hr)	544.1	544.1		
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 2 of 3

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.






1			Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC	
2	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Unit Set: Field1		
3		Date/Time: Tue Feb 27 16:08:35 2007		
4				
5				
6	<b>Absorber: DA-101A @Main (continued)</b>			
7				
8	<b>Properties : 16A</b>			
9				
10		Overall	Vapour Phase	
11	Mass Flow (lb/hr)	4.721e+004	4.721e+004	
12	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	4490	4490	
13	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-6.220e+004	-6.220e+004	
14	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-716.9	-716.9	
15	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	42.76	42.76	
16	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4928	0.4928	
17	Heat Flow (MMBtu/hr)	-33.85	-33.85	
18	Molar Density (lbmole/ft3)	6.662e-003	6.662e-003	
19	Mass Density (API)	1.512e+004	1.512e+004	
20	Std Ideal Liq Mass Density (API)	64.65	64.65	
21	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	64.04	64.04	
22	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	43.82	43.82	
23	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5051	0.5051	
24	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.413e-002	1.413e-002	
25	Viscosity (cP)	9.518e-003	9.518e-003	
26	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
27	Molecular Weight	86.76	86.76	
28	Z Factor	0.9226	0.9226	
29				
30				
31				
32				
33				
34				
35				
36				
37				
38				
39				
40				
41				
42				
43				
44				
45				
46				
47				
48				
49				
50				
51				
52				
53				
54				
55				
56				
57				
58				
59				
60				
61				
62				
63	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 3 of 3


Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.



1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC	
2			Unit Set: Field1	
3			Date/Time: Tue Feb 27 16:18:54 2007	
4				
5				
6	<b>Heater: BA-101A</b>			
7				
8	<b>CONNECTIONS</b>			
9				
10	<b>Inlet Stream</b>			
11				
12	<b>STREAM NAME</b>		FROM UNIT OPERATION	
13	15A3	Valve	VLV-101	
14				
15	<b>Outlet Stream</b>			
16				
17	<b>STREAM NAME</b>		TO UNIT OPERATION	
18	20A	Mixer	MX-101	
19				
20	<b>Energy Stream</b>			
21				
22	<b>STREAM NAME</b>		FROM UNIT OPERATION	
23	DUTY-BA101A			
24	<b>PARAMETERS</b>			
25	Pressure Drop:	-4.600 psi	Duty:	232.5 MMBtu/hr
26	Function:	Not Selected	Zones:	1
27				
28	<b>User Variables</b>			
29				
30	<b>PROPERTIES</b>			
31				
32	<b>15A3</b>			
33		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
34	Vapour/Phase Fraction	0.0911	0.0911	0.9089
35	Temperature: (F)	402.9	402.9	402.9
36	Pressure: (kg/cm2)	2.510	2.510	2.510
37	Molar Flow (lbmole/hr)	4126	378.0	3750
38	Mass Flow (lb/hr)	9.683e+005	4.057e+004	9.278e+005
39	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	7.531e+004	3666	7.165e+004
40	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.757e+005	-8.920e+004	-1.864e+005
41	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-748.6	-841.4	-753.3
42	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	127.0	58.58	133.9
43	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.5413	0.5429	0.5412
44	Heat Flow (MMBtu/hr)	-724.9	-26.02	-698.9
45	Molar Density (lbmole/ft3)	3.683e-002	4.090e-003	0.1966
46	Mass Density (API)	888.4	1.984e+004	59.50
47	Std Ideal Liq Mass Density (API)	28.90	54.85	27.77
48	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	29.56	54.54	28.80
49	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	143.9	59.60	152.3
50	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6131	0.5524	0.6157
51	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	1.558e-002	6.235e-002
52	Viscosity (cP)	---	9.521e-003	0.3124
53	Surface Tension (dyne/cm)	13.88	---	13.88
54	Molecular Weight	234.7	107.9	247.4
55	Z Factor	---	0.9428	2.087e-002
56	<b>20A</b>			
57		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
58	Vapour/Phase Fraction	0.7200	0.7200	0.2800
59	Temperature: (F)	698.0 *	698.0	698.0
60	Pressure: (kg/cm2)	2.833 *	2.833	2.833
61	Molar Flow (lbmole/hr)	4126	2971	1155
62				
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)	




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC		
2			Unit Set: Field1		
3			Date/Time: Tue Feb 27 16:18:54 2007		
4					
5					
6	<b>Heater: BA-101A (continued)</b>				
7	<b>PROPERTIES</b>				
8	<b>20A</b>				
9					
10					
11					
12					
13		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
14	Mass Flow (lb/hr)	9.683e+005	4.911e+005	4.772e+005	
15	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	7.531e+004	4.091e+004	3.440e+004	
16	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.194e+005	-7.630e+004	-2.301e+005	
17	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-508.6	-461.6	-557.0	
18	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	183.0	127.1	327.0	
19	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7799	0.7687	0.7915	
20	Heat Flow (MMBtu/hr)	-492.5	-226.7	-265.8	
21	Molar Density (lbmole/ft3)	4.710e-003	3.435e-003	0.1047	
22	Mass Density (API)	7844	1.539e+004	72.27	
23	Std Ideal Liq Mass Density (API)	28.90	40.30	17.18	
24	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	29.56	40.08	18.95	
25	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	165.3	112.2	301.9	
26	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.7046	0.6790	0.7309	
27	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	2.174e-002	5.295e-002	
28	Viscosity (cP)	---	1.133e-002	0.1182	
29	Surface Tension (dyne/cm)	10.16	---	10.16	
30	Molecular Weight	234.7	165.3	413.1	
31	Z Factor	---	0.9444	3.097e-002	
32					
33					
34					
35					
36					
37					
38					
39					
40					
41					
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
59					
60					
61					
62					
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 2 of 2

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.



1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC						
2			Unit Set: Field1						
3			Date/Time: Wed Feb 28 13:09:09 2007						
4									
5	<b>Column Sub-Flowsheet: DA-102 @Main</b>								
6	<b>CONNECTIONS</b>								
7	Inlet Stream								
8	STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION						
9	20	31 Main TS	Mixer					MIX-101	
10	21	33 Main TS							
11	18	15 Main TS	Recycle					RCY-4	
12	19	24 Main TS	Recycle					RCY-5	
13	24-VAP	4 SS1							
14	25-VAP	4 SS2							
15	26-VAP	4 SS3							
16	27-VAP	5 SS4							
17	Outlet Stream								
18	STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION						
19	RES-ATM	33 Main TS	Pump					BA-112	
20	GAS-ATM	FA-102	Tee					DV4	
21	Q-DA102	FA-102							
22	WATER-DA102	FA-102							
23	18-CAL	20 Main TS	Pump					GA-109/R	
24	19-CAL	27 Main TS	Pump					GA-110/R	
25	102-CAL	4 SS1	Pump					GA-108/R	
26	112-CAL	4 SS2	Pump					GA-107/R	
27	122-CAL	4 SS3	Pump					GA-108/R	
28	135-CAL	5 SS4	Pump					GA-121/R	
29	<b>MONITOR</b>								
30	Specifications Summary								
31		Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used
32	Reflux Ratio	---	5.336	---	1.000e-002 *	1.000e-002 *	Off	On	Off
33	Distillate Rate	3.300e+004 barrel/day *	3.300e+004 barrel/day	-1.463e-006	1.000e-002 *	151.0 barrel/day *	On	On	On
34	Reflux Rate	---	1.733e+004 lbmole/hr	---	1.000e-002 *	2.205 lbmole/hr *	Off	On	Off
35	Btms Prod Rate	---	1724 lbmole/hr	---	1.000e-002 *	2.205 lbmole/hr *	Off	On	Off
36	18-CAL Rate	2.805e+004 barrel/day *	2.805e+004 barrel/day	5.225e-008	1.000e-002 *	151.0 barrel/day *	On	On	On
37	19-CAL Rate	2.566e+004 barrel/day *	2.566e+004 barrel/day	-2.441e-006	1.000e-002 *	151.0 barrel/day *	On	On	On
38	SS1 Prod Flow	1.231e+004 barrel/day *	1.231e+004 barrel/day	5.467e-007	1.000e-002 *	151.0 barrel/day *	On	On	On
39	SS2 Prod Flow	1.682e+004 barrel/day *	1.682e+004 barrel/day	-2.884e-007	1.000e-002 *	151.0 barrel/day *	On	On	On
40	SS3 Prod Flow	2.016e+004 barrel/day *	2.016e+004 barrel/day	2.167e-006	1.000e-002 *	151.0 barrel/day *	On	On	On
41	SS4 Prod Flow	9190 barrel/day *	9190 barrel/day	-2.981e-006	1.000e-002 *	151.0 barrel/day *	On	On	On
42	Cut Point	348.8 F *	359.3 F	1.162e-003	1.000e-002 *	0.1800 F *	Off	On	Off
43	Cut Point - 2	446.0 F *	472.8 F	2.978e-003	1.000e-002 *	0.1800 F *	Off	On	Off
44	Cut Point - 3	546.8 F *	601.6 F	6.094e-003	1.000e-002 *	0.1800 F *	Off	On	Off
45	Cut Point - 4	662.0 F *	704.8 F	4.758e-003	1.000e-002 *	0.1800 F *	Off	On	Off
46	Cut Point - 5	845.6 F *	789.1 F	-6.277e-003	1.000e-002 *	0.1800 F *	Off	On	Off
47	Temperature	100.0 F *	162.9 F	6.983e-002	1.000e-002 *	1.800 F *	Off	On	Off
48	<b>SPECS</b>								
49	Column Specification Parameters								
50	<b>Reflux Ratio</b>								
51	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
52	Stage:	FA-102	Flow Basis:	Molar	Liquid Specification:	Light			
53	<b>Distillate Rate</b>								
54	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
55	Hyprotech Ltd. HYSYS v3.2 (Build 5029) <span style="float: right;">Page 1 of 11</span>								

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.




1			Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC			
2		TEAM LND	Unit Set: Field1			
3		Calgary, Alberta	Date/Time: Wed Feb 28 13:09:09 2007			
4		CANADA				
5						
6	<b>Column Sub-Flowsheet: DA-102 @Main (continued)</b>					
7						
8	<b>Column Specification Parameters</b>					
9						
10	<b>Distillate Rate</b>					
11						
12	Stream:	GAS-ATM	Flow Basis:	Std Ideal Vol		
13						
14	<b>Reflux Rate</b>					
15	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---
16	Stage:	FA-102	Flow Basis:	Molar	Liquid Specification:	Light
17						
18	<b>Btms Prod Rate</b>					
19	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---
20	Stream:	RES-ATM	Flow Basis:	Molar		
21						
22	<b>18-CAL Rate</b>					
23	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---
24	Stream:	18-CAL	Flow Basis:	Std Ideal Vol		
25						
26	<b>19-CAL Rate</b>					
27	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---
28	Stream:	19-CAL	Flow Basis:	Std Ideal Vol		
29						
30	<b>SS1 Prod Flow</b>					
31	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---
32	Stream:	102-CAL	Flow Basis:	Std Ideal Vol		
33						
34	<b>SS2 Prod Flow</b>					
35	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---
36	Stream:	112-CAL	Flow Basis:	Std Ideal Vol		
37						
38	<b>SS3 Prod Flow</b>					
39	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---
40	Stream:	122-CAL	Flow Basis:	Std Ideal Vol		
41						
42	<b>SS4 Prod Flow</b>					
43	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---
44	Stream:	135-CAL	Flow Basis:	Std Ideal Vol		
45						
46	<b>Cut Point</b>					
47	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---
48	Stage:	1_Main TS	Type:	ASTM D86	Flow Basis:	Volume Fraction
49	Cut Point	95.00 *	Subtract API Cracking Correction:	No	D86 Method:	API 1974
50						
51	<b>Cut Point - 2</b>					
52	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---
53	Stage:	4_SS1	Type:	TBP	Flow Basis:	Volume Fraction
54	Cut Point	95.00 *				
55						
56	<b>Cut Point - 3</b>					
57	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---
58	Stage:	4_SS2	Type:	TBP	Flow Basis:	Volume Fraction
59	Cut Point	95.00 *				
60						
61	<b>Cut Point - 4</b>					
62	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---
63	<b>Hyprotech Ltd.</b>		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 2 of 11

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.



1			TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC	
2					Unit Set: Field1	
3					Date/Time: Wed Feb 28 13:09:09 2007	
4						
5						
6	<b>Column Sub-Flowsheet: DA-102 @Main (continued)</b>					
7						
8	<b>Column Specification Parameters</b>					
9						
10	<b>Cut Point - 4</b>					
11						
12	Stage:	4_SS3	Type:	TBP	Flow Basis: Volume Fraction	Phase: Liquid
13	Cut Point	95.00 *				
14	<b>Cut Point - 5</b>					
15						
16	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound: ---	Upper Bound: ---
17	Stage:	5_SS4	Type:	TBP	Flow Basis: Volume Fraction	Phase: Liquid
18	Cut Point	95.00 *				
19	<b>Temperature</b>					
20						
21	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound: ---	Upper Bound: ---
22	Stage:	FA-102				
23	<b>SUBCOOLING</b>					
24						
25			FA-102			
26	Degrees of Subcooling			---		
27	Subcool to			---		
28	<b>User Variables</b>					
29						
30	<b>SIDE STRIPPERS</b>					
31						
32	<b>Side Stripper Summary</b>					
33		# Stages	Liquid Draw Stage	Vapour Return Stage	Product Flow (lbmole/hr)	Reboiler Duty
34						
35	DA-103A	4 *	9_Main TS	5_Main TS	907.4	
36	DA-103B	4 *	15_Main TS	14_Main TS	1040	
37	DA-103C	4 *	21_Main TS	20_Main TS	998.0	
38	DA-103D	5 *	27_Main TS	26_Main TS	375.9	
39	<b>SIDE RECTIFIERS</b>					
40						
41	<b>PUMP AROUNDS</b>					
42						
43	<b>VAP BYPASSES</b>					
44						
45	<b>PROPERTIES</b>					
46						
47	<b>Properties : 18</b>					
48		Overall	Liquid Phase			
49	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000			
50	Temperature: (F)	250.1	250.1			
51	Pressure: (kg/cm2)	5.477	5.477			
52	Molar Flow (lbmole/hr)	1565	1565			
53	Mass Flow (lb/hr)	3.517e+005	3.517e+005			
54	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	2.805e+004	2.805e+004			
55	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.901e+005	-1.901e+005			
56	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-845.8	-845.8			
57	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	84.99	84.99			
58	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3781	0.3781			
59	Heat Flow (MMBtu/hr)	-297.5	-297.5			
60	Molar Density (lbmole/ft3)	0.2168	0.2168			
61	Mass Density (API)	49.40	49.40			
62	Std Ideal Liq Mass Density (API)	32.96	32.96			
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 3 of 11	

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.



1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC	
2			Unit Set: Field1	
3			Date/Time: Wed Feb 28 13:09:09 2007	
4				
5				
6	<b>Column Sub-Flowsheet: DA-102 @Main (continued)</b>			
7				
8	<b>Properties : 18</b>			
9		Overall	Liquid Phase	
10				
11	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	34.07	34.07	
12	Molar Heat Capacity (Etu/lbmole-F)	121.0	121.0	
13	Mass Heat Capacity (Etu/lb-F)	0.5382	0.5382	
14	Thermal Conductivity (Etu/hr-ft-F)	7.862e-002	7.862e-002	
15	Viscosity (cP)	0.6244	0.6244	
16	Surface Tension (dyne/cm)	22.13	22.13	
17	Molecular Weight	224.8	224.8	
18	Z Factor	4.718e-002	4.718e-002	
19	<b>Properties : 19</b>			
20		Overall	Liquid Phase	
21	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000	
22	Temperature: (F)	279.7	279.7	
23	Pressure: (kg/cm2)	5.421	5.421	
24	Molar Flow (lbmole/hr)	1101	1101	
25	Mass Flow (lb/hr)	3.366e+005	3.366e+005	
26	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	2.566e+004	2.566e+004	
27	Molar Enthalpy (Etu/lbmole)	-2.526e+005	-2.526e+005	
28	Mass Enthalpy (Etu/lb)	-826.6	-826.6	
29	Molar Entropy (Etu/lbmole-F)	136.3	136.3	
30	Mass Entropy (Etu/lb-F)	0.4462	0.4462	
31	Heat Flow (MMBtu/hr)	-278.2	-278.2	
32	Molar Density (lbmole/ft3)	0.1658	0.1658	
33	Mass Density (API)	42.49	42.49	
34	Std Ideal Liq Mass Density (API)	25.74	25.74	
35	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	26.69	26.69	
36	Molar Heat Capacity (Etu/lbmole-F)	166.8	166.8	
37	Mass Heat Capacity (Etu/lb-F)	0.5458	0.5458	
38	Thermal Conductivity (Etu/hr-ft-F)	8.205e-002	8.205e-002	
39	Viscosity (cP)	0.8355	0.8355	
40	Surface Tension (dyne/cm)	23.30	23.30	
41	Molecular Weight	305.6	305.6	
42	Z Factor	5.861e-002	5.861e-002	
43	<b>Properties : 20</b>			
44		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
45	Vapour/Phase Fraction	0.7200	0.7200	0.2800
46	Temperature: (F)	698.0	698.0	698.0
47	Pressure: (kg/cm2)	2.833	2.833	2.833
48	Molar Flow (lbmole/hr)	8252	5941	2311
49	Mass Flow (lb/hr)	1.937e+006	9.822e+005	9.544e+005
50	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	1.506e+005	8.181e+004	6.881e+004
51	Molar Enthalpy (Etu/lbmole)	-1.194e+005	-7.630e+004	-2.301e+005
52	Mass Enthalpy (Etu/lb)	-508.6	-461.6	-557.0
53	Molar Entropy (Etu/lbmole-F)	183.0	127.1	327.0
54	Mass Entropy (Etu/lb-F)	0.7799	0.7687	0.7915
55	Heat Flow (MMBtu/hr)	-985.0	-453.4	-531.6
56	Molar Density (lbmole/ft3)	4.711e-003	3.435e-003	0.1047
57	Mass Density (API)	7843	1.539e+004	72.27
58	Std Ideal Liq Mass Density (API)	28.90	40.30	17.18
59	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	29.56	40.08	18.95
60	Molar Heat Capacity (Etu/lbmole-F)	165.4	112.2	301.9
61	Mass Heat Capacity (Etu/lb-F)	0.7046	0.6790	0.7309
62	Thermal Conductivity (Etu/hr-ft-F)	---	2.174e-002	5.295e-002
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)	

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.

1			Case Name:	C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC	
2		TEAM LND	Unit Set:	Field1	
3		Calgary, Alberta	Date/Time:	Wed Feb 28 13:09:09 2007	
4		CANADA			
5					
6	<b>Column Sub-Flowsheet: DA-102 @Main (continued)</b>				
7					
8	<b>Properties : 20</b>				
9		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
10					
11	Viscosity (cP)	---	1.133e-002	0.1182	
12	Surface Tension (dyne/cm)	10.16	---	10.16	
13	Molecular Weight	234.7	185.3	413.1	
14	Z Factor	---	0.9444	3.097e-002	
15	<b>Properties : 21</b>				
16		Overall	Vapour Phase		
17	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000		
18	Temperature: (F)	752.0	752.0		
19	Pressure: (kg/cm2)	3.445	3.445		
20	Molar Flow (lbmole/hr)	5551	5551		
21	Mass Flow (lb/hr)	1.000e+005	1.000e+005		
22	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	6861	6861		
23	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-9.797e+004	-9.797e+004		
24	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-5438	-5438		
25	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	45.88	45.88		
26	Mass Entropy (Btu/lb-F)	2.547	2.547		
27	Heat Flow (MMBtu/hr)	-543.8	-543.8		
28	Molar Density (lbmole/ft3)	3.788e-003	3.788e-003		
29	Mass Density (API)	1.291e+005	1.291e+005		
30	Std Ideal Liq Mass Density (API)	10.00	10.00		
31	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	7.711	7.711		
32	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	8.989	8.989		
33	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4990	0.4990		
34	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	3.185e-002	3.185e-002		
35	Viscosity (cP)	2.436e-002	2.436e-002		
36	Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
37	Molecular Weight	18.02	18.02		
38	Z Factor	0.9949	0.9949		
39	<b>Properties : 24-VAP</b>				
40		Overall	Vapour Phase		
41	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000		
42	Temperature: (F)	734.0	734.0		
43	Pressure: (kg/cm2)	4.533	4.533		
44	Molar Flow (lbmole/hr)	3.000e+004	3.000e+004		
45	Mass Flow (lb/hr)	5.405e+005	5.405e+005		
46	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	3.708e+004	3.708e+004		
47	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-9.814e+004	-9.814e+004		
48	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-5448	-5448		
49	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	45.19	45.19		
50	Mass Entropy (Btu/lb-F)	2.509	2.509		
51	Heat Flow (MMBtu/hr)	-2944	-2944		
52	Molar Density (lbmole/ft3)	5.069e-003	5.069e-003		
53	Mass Density (API)	9.640e+004	9.640e+004		
54	Std Ideal Liq Mass Density (API)	10.00	10.00		
55	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	7.711	7.711		
56	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	8.981	8.981		
57	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4985	0.4985		
58	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	3.122e-002	3.122e-002		
59	Viscosity (cP)	2.396e-002	2.396e-002		
60	Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
61	Molecular Weight	18.02	18.02		
62	Z Factor	0.9929	0.9929		
63	<b>Hyprotech Ltd.</b>		<b>HYSYS v3.2 (Build 5029)</b>		<b>Page 5 of 11</b>





1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC	
2			Unit Set: Field1	
3			Date/Time: Wed Feb 28 13:09:09 2007	
4				
5				
6	<b>Column Sub-Flowsheet: DA-102 @Main (continued)</b>			
7				
8				
9	<b>Properties : 25-VAP</b>			
10		Overall	Vapour Phase	
11	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	
12	Temperature: (F)	734.0	734.0	
13	Pressure: (kg/cm2)	4.533	4.533	
14	Molar Flow (lbmole/hr)	55.51	55.51	
15	Mass Flow (lb/hr)	1000	1000	
16	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	68.61	68.61	
17	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-9.814e+004	-9.814e+004	
18	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-5448	-5448	
19	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	45.19	45.19	
20	Mass Entropy (Btu/lb-F)	2.509	2.509	
21	Heat Flow (MMBtu/hr)	-5.448	-5.448	
22	Molar Density (lbmole/ft3)	5.069e-003	5.069e-003	
23	Mass Density (API)	9.640e+004	9.640e+004	
24	Std Ideal Liq Mass Density (API)	10.00	10.00	
25	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	7.711	7.711	
26	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	8.981	8.981	
27	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4985	0.4985	
28	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	3.122e-002	3.122e-002	
29	Viscosity (cP)	2.396e-002	2.396e-002	
30	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
31	Molecular Weight	18.02	18.02	
32	Z Factor	0.9929	0.9929	
33	<b>Properties : 26-VAP</b>			
34		Overall	Vapour Phase	
35	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	
36	Temperature: (F)	734.0	734.0	
37	Pressure: (kg/cm2)	4.533	4.533	
38	Molar Flow (lbmole/hr)	832.6	832.6	
39	Mass Flow (lb/hr)	1.500e+004	1.500e+004	
40	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	1029	1029	
41	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-9.814e+004	-9.814e+004	
42	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-5448	-5448	
43	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	45.19	45.19	
44	Mass Entropy (Btu/lb-F)	2.509	2.509	
45	Heat Flow (MMBtu/hr)	-81.72	-81.72	
46	Molar Density (lbmole/ft3)	5.069e-003	5.069e-003	
47	Mass Density (API)	9.640e+004	9.640e+004	
48	Std Ideal Liq Mass Density (API)	10.00	10.00	
49	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	7.711	7.711	
50	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	8.981	8.981	
51	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4985	0.4985	
52	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	3.122e-002	3.122e-002	
53	Viscosity (cP)	2.396e-002	2.396e-002	
54	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
55	Molecular Weight	18.02	18.02	
56	Z Factor	0.9929	0.9929	
57	<b>Properties : 27-VAP</b>			
58		Overall	Vapour Phase	
59	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	
60	Temperature: (F)	734.0	734.0	
61	Pressure: (kg/cm2)	4.533	4.533	
62	Molar Flow (lbmole/hr)	1943	1943	
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)	

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.



1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC		
2			Unit Set: Field1		
3			Date/Time: Wed Feb 28 13:09:09 2007		
4					
5					
6	<b>Column Sub-Flowsheet: DA-102 @Main (continued)</b>				
7					
8					
9	<b>Properties : 27-VAP</b>				
10		Overall	Vapour Phase		
11	Mass Flow (lb/hr)	3.500e+004	3.500e+004		
12	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	2401	2401		
13	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-9.814e+004	-9.814e+004		
14	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-5448	-5448		
15	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	45.19	45.19		
16	Mass Entropy (Btu/lb-F)	2.509	2.509		
17	Heat Flow (MMBtu/hr)	-190.7	-190.7		
18	Molar Density (lbmole/ft3)	5.069e-003	5.069e-003		
19	Mass Density (API)	9.640e+004	9.640e+004		
20	Std Ideal Liq Mass Density (API)	10.00	10.00		
21	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	7.711	7.711		
22	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	8.981	8.981		
23	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4985	0.4985		
24	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	3.122e-002	3.122e-002		
25	Viscosity (cP)	2.396e-002	2.396e-002		
26	Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
27	Molecular Weight	18.02	18.02		
28	Z Factor	0.9929	0.9929		
29	<b>Properties : GAS-ATM</b>				
30		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
31	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
32	Temperature: (F)	162.9	162.9	162.9	
33	Pressure: (kg/cm2)	1.357	1.357	1.357	
34	Molar Flow (lbmole/hr)	3248	0.0000	3248	
35	Mass Flow (lb/hr)	3.683e+005	0.0000	3.683e+005	
36	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	3.300e+004	0.0000	3.300e+004	
37	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.022e+005	-8.046e+004	-1.022e+005	
38	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-900.8	-1619	-900.8	
39	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	22.87	42.92	22.87	
40	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.2017	1.150	0.2017	
41	Heat Flow (MMBtu/hr)	-331.8	0.0000	-331.8	
42	Molar Density (lbmole/ft3)	0.3940	2.920e-003	0.3940	
43	Mass Density (API)	65.80	8.074e+004	65.80	
44	Std Ideal Liq Mass Density (API)	53.27	109.9	53.27	
45	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	53.38	111.9	53.38	
46	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	58.62	16.76	58.62	
47	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5169	0.4488	0.5169	
48	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.790e-002	1.527e-002	6.790e-002	
49	Viscosity (cP)	0.8545	1.094e-002	0.8545	
50	Surface Tension (dyne/cm)	18.81	---	18.81	
51	Molecular Weight	113.4	37.34	113.4	
52	Z Factor	7.333e-003	0.9895	7.333e-003	
53	<b>Properties : RES-ATM</b>				
54		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
55	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
56	Temperature: (F)	646.1	646.1	646.1	
57	Pressure: (kg/cm2)	1.603	1.603	1.603	
58	Molar Flow (lbmole/hr)	1724	0.0000	1724	
59	Mass Flow (lb/hr)	8.372e+005	0.0000	8.372e+005	
60	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	5.919e+004	0.0000	5.919e+004	
61	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-2.899e+005	-1.035e+005	-2.899e+005	
62	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-597.2	-2695	-597.2	
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 7 of 11


Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.



1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name:	C:\Archivos de programalHyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC		
2				Unit Set:	Field1		
3				Date/Time:	Wed Feb 28 13:09:09 2007		
4							
5							
6							
7	<b>Column Sub-Flowsheet: DA-102 @Main (continued)</b>						
8							
9	<b>Properties : RES-ATM</b>						
10		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
11	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	373.8	61.19	373.8			
12	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7700	1.593	0.7700			
13	Heat Flow (MMBtu/hr)	-500.0	0.0000	-500.0			
14	Molar Density (lbmole/ft3)	9.569e-002	1.929e-003	9.569e-002			
15	Mass Density (API)	58.25	1.188e+005	58.25			
16	Std Ideal Liq Mass Density (API)	14.31	16.96	14.31			
17	Liq Mass Density @Std Cond (API 60)	15.66	5.625	15.66			
18	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	341.2	22.03	341.2			
19	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.7028	0.5733	0.7028			
20	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.999e-002	2.571e-002	6.999e-002			
21	Viscosity (cP)	0.2932	2.124e-002	0.2932			
22	Surface Tension (dyne/cm)	13.96	---	13.96			
23	Molecular Weight	485.5	38.42	485.5			
24	Z Factor	2.008e-002	0.9959	2.008e-002			
25	<b>Properties : 102-CAL</b>						
26		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
27	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000			
28	Temperature: (F)	297.7	297.7	297.7			
29	Pressure: (kg/cm2)	1.424	1.424	1.424			
30	Molar Flow (lbmole/hr)	907.4	0.0000	907.4			
31	Mass Flow (lb/hr)	1.460e+005	0.0000	1.460e+005			
32	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	1.231e+004	0.0000	1.231e+004			
33	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.329e+005	-1.027e+005	-1.329e+005			
34	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-825.6	-2662	-825.6			
35	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	58.64	49.53	58.64			
36	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3643	1.283	0.3643			
37	Heat Flow (MMBtu/hr)	-120.6	0.0000	-120.6			
38	Molar Density (lbmole/ft3)	0.2752	2.520e-003	0.2752			
39	Mass Density (API)	67.56	9.050e+004	67.56			
40	Std Ideal Liq Mass Density (API)	42.33	30.15	42.33			
41	Liq Mass Density @Std Cond (API 60)	43.30	15.21	43.30			
42	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	93.77	18.40	93.77			
43	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5826	0.4788	0.5826			
44	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.939e-002	1.475e-002	6.939e-002			
45	Viscosity (cP)	0.1721	1.179e-002	0.1721			
46	Surface Tension (dyne/cm)	16.84	---	16.84			
47	Molecular Weight	161.0	38.60	161.0			
48	Z Factor	9.055e-003	0.9887	9.055e-003			
49	<b>Properties : 112-CAL</b>						
50		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
51	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000			
52	Temperature: (F)	430.3	430.3	430.3			
53	Pressure: (kg/cm2)	1.469	1.469	1.469			
54	Molar Flow (lbmole/hr)	1040	0.0000	1040			
55	Mass Flow (lb/hr)	2.073e+005	0.0000	2.073e+005			
56	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	1.682e+004	0.0000	1.682e+004			
57	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.479e+005	-1.041e+005	-1.479e+005			
58	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-741.5	-1242	-741.5			
59	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	97.74	71.50	97.74			
60	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4902	0.8531	0.4902			
61	Heat Flow (MMBtu/hr)	-153.7	0.0000	-153.7			
62	Molar Density (lbmole/ft3)	0.2147	2.229e-003	0.2147			
63	Hyprotech Ltd.			HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 8 of 11	
	Licensed to: TEAM LND					* Specified by user.	




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC	
2				Unit Set: Field1	
3				Date/Time: Wed Feb 28 13:09:09 2007	
4					
5					
6	<b>Column Sub-Flowsheet: DA-102 @Main (continued)</b>				
7					
8					
9	<b>Properties : 112-CAL</b>				
10		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
11	Mass Density (API)	74.41	4.707e+004	74.41	
12	Std Ideal Liq Mass Density (API)	35.84	36.10	35.84	
13	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	36.79	25.15	36.79	
14	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	128.4	45.65	128.4	
15	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6440	0.5447	0.6440	
16	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.317e-002	1.606e-002	6.317e-002	
17	Viscosity (cP)	6.869e-002	1.189e-002	6.869e-002	
18	Surface Tension (dyne/cm)	13.34	---	13.34	
19	Molecular Weight	199.4	83.81	199.4	
20	Z Factor	1.019e-002	0.9812	1.019e-002	
21	<b>Properties : 122-CAL</b>				
22		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
23	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
24	Temperature: (F)	473.8	473.8	473.8	
25	Pressure: (kg/cm2)	1.513	1.513	1.513	
26	Molar Flow (lbmole/hr)	998.0	0.0000	998.0	
27	Mass Flow (lb/hr)	2.567e+005	0.0000	2.567e+005	
28	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	2.016e+004	0.0000	2.016e+004	
29	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.829e+005	-1.064e+005	-1.829e+005	
30	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-711.0	-2066	-711.0	
31	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	147.1	62.56	147.1	
32	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.5718	1.214	0.5718	
33	Heat Flow (MMBtu/hr)	-182.5	0.0000	-182.5	
34	Molar Density (lbmole/ft3)	0.1701	2.168e-003	0.1701	
35	Mass Density (API)	69.97	7.862e+004	69.97	
36	Std Ideal Liq Mass Density (API)	30.44	25.86	30.44	
37	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	31.57	11.88	31.57	
38	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	168.6	27.96	168.6	
39	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6556	0.5427	0.6556	
40	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.592e-002	1.912e-002	6.592e-002	
41	Viscosity (cP)	6.687e-002	1.553e-002	6.687e-002	
42	Surface Tension (dyne/cm)	14.15	---	14.15	
43	Molecular Weight	257.2	51.52	257.2	
44	Z Factor	1.263e-002	0.9914	1.263e-002	
45	<b>Properties : 135-CAL</b>				
46		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
47	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
48	Temperature: (F)	538.7	538.7	538.7	
49	Pressure: (kg/cm2)	1.558	1.558	1.558	
50	Molar Flow (lbmole/hr)	375.9	0.0000	375.9	
51	Mass Flow (lb/hr)	1.217e+005	0.0000	1.217e+005	
52	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	9190	0.0000	9190	
53	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-2.170e+005	-1.045e+005	-2.170e+005	
54	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-670.0	-2923	-670.0	
55	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	203.7	56.95	203.7	
56	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.6289	1.593	0.6289	
57	Heat Flow (MMBtu/hr)	-81.57	0.0000	-81.57	
58	Molar Density (lbmole/ft3)	0.1382	2.080e-003	0.1382	
59	Mass Density (API)	65.46	1.184e+005	65.46	
60	Std Ideal Liq Mass Density (API)	24.20	18.05	24.20	
61	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	25.07	6.544	25.07	
62	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	217.8	19.34	217.8	
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 9 of 11

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC	
2			Unit Set: Field1	
3			Date/Time: Wed Feb 28 13:09:09 2007	
4				
5				
6	<b>Column Sub-Flowsheet: DA-102 @Main (continued)</b>			
7				
8				
9	<b>Properties : 135-CAL</b>			
10		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
11	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6726	0.5411	0.6726
12	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.771e-002	2.245e-002	6.771e-002
13	Viscosity (cP)	6.562e-002	1.839e-002	6.562e-002
14	Surface Tension (dyne/cm)	14.37	---	14.37
15	Molecular Weight	323.8	35.75	323.8
16	Z Factor	1.497e-002	0.9946	1.497e-002
17	<b>Properties : 18-CAL</b>			
18		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
19	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
20	Temperature: (F)	490.8	490.8	490.8
21	Pressure: (kg/cm2)	1.506	1.506	1.506
22	Molar Flow (lbmole/hr)	1564	0.0000	1564
23	Mass Flow (lb/hr)	3.518e+005	0.0000	3.518e+005
24	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	2.805e+004	0.0000	2.805e+004
25	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.575e+005	-1.034e+005	-1.575e+005
26	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-700.4	-939.8	-700.4
27	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	124.5	86.36	124.5
28	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.5538	0.7853	0.5538
29	Heat Flow (MMBtu/hr)	-246.4	0.0000	-246.4
30	Molar Density (lbmole/ft3)	0.1875	2.154e-003	0.1875
31	Mass Density (API)	77.60	3.708e+004	77.60
32	Std Ideal Liq Mass Density (API)	32.96	36.38	32.96
33	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	34.07	28.90	34.07
34	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	150.7	63.32	150.7
35	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6701	0.5757	0.6701
36	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.074e-002	1.679e-002	6.074e-002
37	Viscosity (cP)	6.657e-002	1.143e-002	6.657e-002
38	Surface Tension (dyne/cm)	12.11	---	12.11
39	Molecular Weight	224.8	110.0	224.8
40	Z Factor	1.120e-002	0.9749	1.120e-002
41	<b>Properties : 19-CAL</b>			
42		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
43	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
44	Temperature: (F)	617.2	617.2	617.2
45	Pressure: (kg/cm2)	1.558	1.558	1.558
46	Molar Flow (lbmole/hr)	1101	0.0000	1101
47	Mass Flow (lb/hr)	3.366e+005	0.0000	3.366e+005
48	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	2.566e+004	0.0000	2.566e+004
49	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.875e+005	-1.033e+005	-1.875e+005
50	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-813.6	-766.7	-813.6
51	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	208.3	114.3	208.3
52	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.6817	0.8488	0.6817
53	Heat Flow (MMBtu/hr)	-206.5	0.0000	-206.5
54	Molar Density (lbmole/ft3)	0.1366	1.967e-003	0.1366
55	Mass Density (API)	79.64	3.314e+004	79.64
56	Std Ideal Liq Mass Density (API)	25.74	33.23	25.74
57	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	26.68	27.84	26.68
58	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	218.3	85.08	218.3
59	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.7145	0.6317	0.7145
60	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	5.824e-002	1.954e-002	5.824e-002
61	Viscosity (cP)	6.317e-002	1.251e-002	6.317e-002
62	Surface Tension (dyne/cm)	10.74	---	10.74
63	<b>Hyprotech Ltd.</b>		HYSYS v3.2 (Build 5029)	

Licensed to: TEAM LND

Page 10 of 11  
\* Specified by user.




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC	
2			Unit Set: Field1	
3			Date/Time: Wed Feb 28 13:09:09 2007	
4				
5				
6	<b>Column Sub-Flowsheet: DA-102 @Main (continued)</b>			
7				
8	<b>Properties : 19-CAL</b>			
9		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
10	Molecular Weight	305.6	134.7	305.6
11	Z Factor	1.404e-002	0.9751	1.404e-002
12	<b>Properties : WATER-DA102</b>			
13		Overall	Aqueous Phase	
14	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000	
15	Temperature: (F)	162.9	162.9	
16	Pressure: (kg/cm2)	1.357	1.357	
17	Molar Flow (lbmole/hr)	3.834e+004	3.834e+004	
18	Mass Flow (lb/hr)	6.907e+005	6.907e+005	
19	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	4.739e+004	4.739e+004	
20	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.211e+005	-1.211e+005	
21	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-6722	-6722	
22	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	15.59	15.59	
23	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.8652	0.8652	
24	Heat Flow (MMBtu/hr)	-4643	-4643	
25	Molar Density (lbmole/ft3)	3.363	3.363	
26	Mass Density (API)	14.03	14.03	
27	Std Ideal Liq Mass Density (API)	10.00	10.00	
28	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	7.711	7.711	
29	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	18.70	18.70	
30	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	1.038	1.038	
31	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.3839	0.3839	
32	Viscosity (cP)	0.3860	0.3860	
33	Surface Tension (dyne/cm)	63.67	63.67	
34	Molecular Weight	18.02	18.02	
35	Z Factor	8.592e-004	8.592e-004	
36				
37				
38				
39				
40				
41				
42				
43				
44				
45				
46				
47				
48				
49				
50				
51				
52				
53				
54				
55				
56				
57				
58				
59				
60				
61				
62				
63	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 11 of 11

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC						
2			Unit Set: Field1						
3			Date/Time: Wed Feb 28 13:13:54 2007						
4									
5	<b>Absorber: DA-201 @Main</b>								
6	<b>CONNECTIONS</b>								
7	Inlet Stream								
8	STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION						
9	7LFT	1_TS-1	Valve	VLV-105					
10	VAP-VAC	14_TS-1							
11	34B	4_TS-1	Tee	TEE-101					
12	1	2_TS-1	Recycle	RCY-7					
13	Outlet Stream								
14	STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION						
15	GLV	1_TS-1	Heat Exchanger	E-101					
16	RES-VAC	14_TS-1	Pump	BA-201					
17	GOLV	2_TS-1	Recycle	RCY-6					
18	<b>MONITOR</b>								
19	Specifications Summary								
20		Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used
21	Draw Rate	---	2.536e+004 barrel/day	---	1.000e-002 *	151.0 barrel/day *	Off	On	Off
22	GOLV Rate	1.421e+004 barrel/day *	1.421e+004 barrel/day	-1.519e-006	1.000e-002 *	151.0 barrel/day *	On	On	On
23	Cut Point	962.6 F *	1239 F	3.067e-002	1.000e-002 *	0.1800 F *	Off	On	Off
24	Cut Point - 2	998.6 F *	1214 F	2.397e-002	1.000e-002 *	0.1800 F *	Off	On	Off
25	<b>SPECS</b>								
26	Column Specification Parameters								
27	<b>Draw Rate</b>								
28	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
29	Stream:	RES-VAC	Flow Basis:	Std Ideal Vol					
30	<b>GOLV Rate</b>								
31	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
32	Stream:	GOLV	Flow Basis:	Std Ideal Vol					
33	<b>Cut Point</b>								
34	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
35	Stage:	1_TS-1	Type:	D1160 Vac	Flow Basis:	Volume Fraction	Phase:	Liquid	
36	Cut Point	95.00 *	Atmospheric Pressure:	Not Checked					
37	<b>Cut Point - 2</b>								
38	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
39	Stage:	2_TS-1	Type:	D1160 Vac	Flow Basis:	Volume Fraction	Phase:	Liquid	
40	Cut Point	95.00 *	Atmospheric Pressure:	Not Checked					
41	<b>SUBCOOLING</b>								
42									
43	Degrees of Subcooling								
44	Subcool to								
45	<b>User Variables</b>								
46									
47	<b>PROPERTIES</b>								
48	<b>Properties : 7LFT</b>								
49		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase					
50	Vapour/Phase Fraction	0.6027	0.6027	0.3973					
51	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 1 of 5			

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.



1			Case Name:	C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC		
2	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Unit Set:	Field1		
3			Date/Time:	Wed Feb 28 13:13:54 2007		
4						
5						
6	<b>Absorber: DA-201 @Main (continued)</b>					
7	<b>Properties : 7LFT</b>					
8						
9						
10		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
11	Temperature:	(F)	707.5	707.5	707.5	
12	Pressure:	(kg/cm2)	4.429e-002	4.429e-002	4.429e-002	
13	Molar Flow	(lbmole/hr)	1724	1039	685.1	
14	Mass Flow	(lb/hr)	8.372e+005	4.231e+005	4.141e+005	
15	Std Ideal Liq Vol Flow	(barrel/day)	5.919e+004	3.082e+004	2.837e+004	
16	Molar Enthalpy	(Btu/lbmole)	-2.485e+005	-1.880e+005	-3.352e+005	
17	Mass Enthalpy	(Btu/lb)	-507.7	-461.9	-554.6	
18	Molar Entropy	(Btu/lbmole-F)	412.7	351.3	505.9	
19	Mass Entropy	(Btu/lb-F)	0.8501	0.8629	0.8370	
20	Heat Flow	(MMBtu/hr)	-425.1	-195.4	-229.7	
21	Molar Density	(lbmole/ft3)	8.385e-005	5.055e-005	7.855e-002	
22	Mass Density	(API)	2.164e+005	4.283e+005	54.18	
23	Std Ideal Liq Mass Density	(API)	14.31	18.73	9.807	
24	Liq Mass Density @Std Cond	(API_60)	15.66	19.88	10.88	
25	Molar Heat Capacity	(Btu/lbmole-F)	335.5	269.5	435.6	
26	Mass Heat Capacity	(Btu/lb-F)	0.6910	0.6619	0.7206	
27	Thermal Conductivity	(Btu/hr-ft-F)	---	1.364e-002	7.193e-002	
28	Viscosity	(cP)	---	6.053e-003	0.6100	
29	Surface Tension	(dyne/cm)	14.10	---	14.10	
30	Molecular Weight		485.5	407.1	604.5	
31	Z Factor		---	0.9949	6.404e-004	
32	<b>Properties : 1</b>					
33		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
34	Vapour/Phase Fraction		1.0000	1.0000	0.0000	
35	Temperature:	(F)	665.1	665.1	665.1	
36	Pressure:	(kg/cm2)	2.379e-002	2.379e-002	2.379e-002	
37	Molar Flow	(lbmole/hr)	2.024e+005	2.024e+005	0.5309	
38	Mass Flow	(lb/hr)	7.746e+007	7.746e+007	324.6	
39	Std Ideal Liq Vol Flow	(barrel/day)	5.653e+006	5.653e+006	22.20	
40	Molar Enthalpy	(Btu/lbmole)	-1.918e+005	-1.918e+005	-3.577e+005	
41	Mass Enthalpy	(Btu/lb)	-501.1	-501.1	-584.9	
42	Molar Entropy	(Btu/lbmole-F)	324.0	324.0	496.9	
43	Mass Entropy	(Btu/lb-F)	0.8464	0.8464	0.8126	
44	Heat Flow	(MMBtu/hr)	-3.881e+004	-3.881e+004	-0.1899	
45	Molar Density	(lbmole/ft3)	2.811e-005	2.811e-005	7.953e-002	
46	Mass Density	(API)	8.191e+005	8.191e+005	49.78	
47	Std Ideal Liq Mass Density	(API)	19.01	19.01	9.553	
48	Liq Mass Density @Std Cond	(API_60)	20.32	20.32	10.62	
49	Molar Heat Capacity	(Btu/lbmole-F)	246.9	246.9	430.4	
50	Mass Heat Capacity	(Btu/lb-F)	0.6450	0.6450	0.7039	
51	Thermal Conductivity	(Btu/hr-ft-F)	1.319e-002	1.319e-002	7.469e-002	
52	Viscosity	(cP)	6.130e-003	6.130e-003	0.8263	
53	Surface Tension	(dyne/cm)	---	---	15.31	
54	Molecular Weight		382.8	382.8	611.5	
55	Z Factor		---	0.9973	3.525e-004	
56	<b>Properties : 34B</b>					
57		Overall	Liquid Phase			
58	Vapour/Phase Fraction		0.0000	1.0000		
59	Temperature:	(F)	360.0	360.0		
60	Pressure:	(kg/cm2)	9.822	9.822		
61	Molar Flow	(lbmole/hr)	276.0	276.0		
62	Mass Flow	(lb/hr)	1.658e+005	1.658e+005		
63	<b>Hyprotech Ltd.</b>		<b>HYSYS v3.2 (Build 5029)</b>		<b>Page 2 of 5</b>	

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.






1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC	
2			Unit Set: Field1	
3			Date/Time: Wed Feb 28 13:13:54 2007	
4				
5				
6	<b>Absorber: DA-201 @Main (continued)</b>			
7				
8				
9	<b>Properties : 34B</b>			
10		Overall	Liquid Phase	
11	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	1.137e+004	1.137e+004	
12	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.682e+005	-4.682e+005	
13	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-779.2	-779.2	
14	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	365.4	365.4	
15	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.6081	0.6081	
16	Heat Flow (MMBtu/hr)	-129.2	-129.2	
17	Molar Density (lbmole/ft3)	9.220e-002	9.220e-002	
18	Mass Density (API)	27.64	27.64	
19	Std Ideal Liq Mass Density (API)	9.949	9.949	
20	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	11.02	11.02	
21	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	343.1	343.1	
22	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5710	0.5710	
23	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	9.041e-002	9.041e-002	
24	Viscosity (cP)	8.882	8.882	
25	Surface Tension (dyne/cm)	23.90	23.90	
26	Molecular Weight	600.8	600.8	
27	Z Factor	0.1722	0.1722	
28	<b>Properties : VAP-VAC</b>			
29		Overall	Vapour Phase	
30	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	
31	Temperature: (F)	734.0	734.0	
32	Pressure: (kg/cm2)	4.921e-002	4.921e-002	
33	Molar Flow (lbmole/hr)	55.51	55.51	
34	Mass Flow (lb/hr)	1000	1000	
35	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	68.61	68.61	
36	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-9.809e+004	-9.809e+004	
37	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-5445	-5445	
38	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	54.21	54.21	
39	Mass Entropy (Btu/lb-F)	3.009	3.009	
40	Heat Flow (MMBtu/hr)	-5.445	-5.445	
41	Molar Density (lbmole/ft3)	5.465e-005	5.465e-005	
42	Mass Density (API)	8.954e+006	8.954e+006	
43	Std Ideal Liq Mass Density (API)	10.00	10.00	
44	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	7.711	7.711	
45	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	8.901	8.901	
46	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4941	0.4941	
47	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	3.099e-002	3.099e-002	
48	Viscosity (cP)	2.391e-002	2.391e-002	
49	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
50	Molecular Weight	18.02	18.02	
51	Z Factor	0.9999	0.9999	
52	<b>Properties : RES-VAC</b>			
53		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
54	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
55	Temperature: (F)	530.7	530.7	530.7
56	Pressure: (kg/cm2)	4.418e-002	4.418e-002	4.418e-002
57	Molar Flow (lbmole/hr)	606.0	0.0000	606.0
58	Mass Flow (lb/hr)	3.707e+005	0.0000	3.707e+005
59	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	2.536e+004	0.0000	2.536e+004
60	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.135e+005	-1.041e+005	-4.135e+005
61	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-675.8	-3386	-675.8
62	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	444.0	61.39	444.0
63	<b>Hyprotech Ltd.</b>		HYSYS v3.2 (Build 5029)	

Licensed to: TEAM LND

Page 3 of 5  
\* Specified by user.




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC		
2			Unit Set: Field1		
3			Date/Time: Wed Feb 28 13:13:54 2007		
4					
5	<b>Absorber: DA-201 @Main (continued)</b>				
6	<b>Properties : RES-VAC</b>				
7		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
8					
9					
10	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7258	1.996	0.7258	
11	Heat Flow (MMBtu/hr)	-250.5	0.0000	-250.5	
12	Molar Density (lbmole/ft3)	8.456e-002	5.913e-005	8.456e-002	
13	Mass Density (API)	38.93	4.848e+006	38.93	
14	Std Ideal Liq Mass Density (API)	9.588	14.07	9.588	
15	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	10.63	4.934	10.63	
16	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	396.6	16.14	396.6	
17	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6482	0.5247	0.6482	
18	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	8.216e-002	2.259e-002	8.216e-002	
19	Viscosity (cP)	1.908	1.902e-002	1.908	
20	Surface Tension (dyne/cm)	19.07	---	19.07	
21	Molecular Weight	611.8	30.75	611.8	
22	Z Factor	6.992e-004	0.9999	6.992e-004	
23					
24	<b>Properties : GOLV</b>				
25		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
26	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
27	Temperature: (F)	665.3	665.3	665.3	
28	Pressure: (kg/cm2)	2.536e-002	2.536e-002	2.536e-002	
29	Molar Flow (lbmole/hr)	344.9	0.0000	344.9	
30	Mass Flow (lb/hr)	2.072e+005	0.0000	2.072e+005	
31	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	1.421e+004	0.0000	1.421e+004	
32	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.512e+005	-1.917e+005	-3.512e+005	
33	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-584.6	-501.0	-584.6	
34	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	486.5	323.7	486.5	
35	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.8097	0.8462	0.8097	
36	Heat Flow (MMBtu/hr)	-121.1	0.0000	-121.1	
37	Molar Density (lbmole/ft3)	8.057e-002	2.997e-005	8.057e-002	
38	Mass Density (API)	50.62	7.689e+005	50.62	
39	Std Ideal Liq Mass Density (API)	9.949	19.02	9.949	
40	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	11.02	20.33	11.02	
41	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	423.1	246.8	423.1	
42	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.7043	0.6451	0.7043	
43	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.420e-002	1.320e-002	7.420e-002	
44	Viscosity (cP)	0.7342	6.137e-003	0.7342	
45	Surface Tension (dyne/cm)	15.20	---	15.20	
46	Molecular Weight	600.8	382.6	600.8	
47	Z Factor	3.708e-004	0.9971	3.708e-004	
48					
49	<b>Properties : GLV</b>				
50		Overall	Vapour Phase		
51	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000		
52	Temperature: (F)	665.6	665.6		
53	Pressure: (kg/cm2)	2.379e-002	2.379e-002		
54	Molar Flow (lbmole/hr)	2.035e+005	2.035e+005		
55	Mass Flow (lb/hr)	7.788e+007	7.788e+007		
56	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	5.684e+006	5.684e+006		
57	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.917e+005	-1.917e+005		
58	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-500.8	-500.8		
59	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	324.1	324.1		
60	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.8467	0.8467		
61	Heat Flow (MMBtu/hr)	-3.900e+004	-3.900e+004		
62	Molar Density (lbmole/ft3)	2.810e-005	2.810e-005		
63	Mass Density (API)	8.194e+005	8.194e+005		
64	<b>Hyprotech Ltd.</b>		<b>HYSYS v3.2 (Build 5029)</b>		<b>Page 4 of 5</b>

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.



1			Case Name:	C:\Archivos de programa\Hyprotech\HYSYS 3.2\Cases\SIM-REV01.HSC	
2	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Unit Set:		Field1	
3		Date/Time:		Wed Feb 28 13:13:54 2007	
4					
5					
6	<b>Absorber: DA-201 @Main (continued)</b>				
7					
8	<b>Properties : GLV</b>				
9					
10		Overall	Vapour Phase		
11	Std Ideal Liq Mass Density (API)	19.01	19.01		
12	Liq Mass Density @Std Cond (API_60)	20.32	20.32		
13	Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	247.0	247.0		
14	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6452	0.6452		
15	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.320e-002	1.320e-002		
16	Viscosity (cP)	6.134e-003	6.134e-003		
17	Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
18	Molecular Weight	382.8	382.8		
19	Z Factor	0.9973	0.9973		
20					
21					
22					
23					
24					
25					
26					
27					
28					
29					
30					
31					
32					
33					
34					
35					
36					
37					
38					
39					
40					
41					
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
59					
60					
61					
62					
63	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 5 of 5	

Licensed to: TEAM LND

\* Specified by user.

# BIBLIOGRAFÍA



- AspenTech Driving process profitability. Application List, Product Detail: Aspen HYSYS <http://www.aspentech.com/product.cfm?ProductID=274>
- Baasel, William D. “Preliminary Chemical Engineering Plant Design”. Ed. Van Nostrand Reinhold. Segunda Edición. Estados Unidos. 1990. pp. 559.
- Barbicki, S. D. et Sirola, J. J, “Process Synthesis Prospective”, Comp. Chem. Eng., 28, 441(2004).
- Barrera, Adrián y Roldán, et al. “Índice de sustentabilidad Industrial: refinería “Miguel Hidalgo”. Problemas del Desarrollo. Revista Latinoamericana de Economía. Vol. 35, núm. 137, abril-junio, 2004.
- Biegler, L. T. et Westerberg A. W. “Systematic Methods of Chemical Process Design”. Ed. Prentice Hall. Estados Unidos. 1997. pp- 796.
- Cussler E. L. et Moggridge G. D. “Chemical Product Design”. Cambridge University Press. Reino Unido. 2001.
- Douglas, J. M., “A Hierarchical Decision Procedure for Process Synthesis”, AIChE J., 31, 353(1985).
- Fólter, R. M.; R.W.Rosseau, 1986, “Elementary Principles of Chemical Engineering”, Second Ed., John Wiley and Sons, New Year, p.423.
- Gary, J. H. et Handwerk, G. E. (1994). “Petroleum refining, technology and economics”. Ed. Reverté. España. 2003. Pp.253.
- Giral, José; Barnés, Francisco y Ramírez, Alejandro. “Ingeniería de Procesos. “Manual para el diseño de procesos químicos apropiados para países en desarrollo”. UNAM, México, 1977.
- Himmelblau, D.M. y Bischoff, K.B., 1986, “Process Analysis Simulation”. John Wiley. New York.
- Jiménez Gutiérrez, Arturo. “Diseño de procesos en ingeniería química”. Ed. Reverté. España. 2003. pp.253.
- Meyers, Robert A. (2003). “Handbook of Petroleum Refining Processes”. Ed. Mc. Graw Hill. Tercera Edición. Estados Unidos . pp. 3.3-3.94.
- Navarrete, Pablo et Cole. William C. “Planning, estimating, and control of chemical construction projects”. Ed. M. Deckker. 2001. Estados Unidos. pp.480.

- Papoulias, S. A. et Grossmann, I. E., “A Structural Optimization Approach in Process Synthesis”, Comp. Chem. Eng., 7,723(1983).
- Peters, Max S. et al. “Plant design and economics for chemical engineers”. Ed. Mc Graw Hill. Cuarta Edición. Estados Unidos. 1991. pp.910.
- Reklaitis, G. V. et Spriggs, H. D. “Computer Aided Process Operations”. Ed. Elsevier. Estados Unidos. 1987. pp.720.
- Speight, James G. “The Chemistry and technology of petroleum”. 3a. Edición, Marcel Dekker, EUA, 1999. pp. 661-664.
- Smith, Robin. “Chemical Process Design”. Ed. Mc Graw Hill. Estados Unidos. 1995. pp. 459.
- Westerberg, A.W.; Hutchinson, H.P., 1979, “Process Flowsheeting”. Cambridge University Press. Londres.