

43



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO**

**FACULTAD DE QUIMICA**

OPTIMIZACION DE LA SECCION DE FRACCIONAMIENTO  
DE LA PLANTA FCC II, TULA, HIDALGO.

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
**INGENIERA QUIMICA**  
P R E S E N T A:  
**ELISA FABILA MONTOYA**



MÉXICO, D. F.



**EXAMENES PROFESIONALES**  
**FACULTAD DE QUIMICA**

2002



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

## JURADO

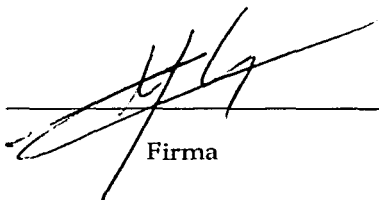
Presidente	Prof.	Manuel Vázquez Islas
Vocal	Prof.	Celestino Montiel Maldonado
Secretario	Profra.	María Rafaela Gutiérrez Lara
1er. suplente	Prof.	Pedro Roquero Tejeda
2do. suplente	Prof.	Martín Rivera Toledo

### Lugar donde se desarrollo este trabajo:

Departamento de Ingeniería Química de la Facultad de Química, UNAM,  
Laboratorio de Simulación y Optimización, Edificio E.

### Asesor del tema:

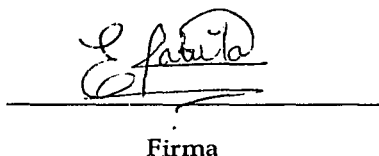
Ing. Celestino Montiel Maldonado



Firma

### Sustentante:

Elisa Fabila Montoya



Firma

## **AGRADECIMIENTOS:**

A la Universidad Nacional Autónoma de México, nuestra máxima casa de estudios, cuyo nombre procuraré siempre poner muy en alto.

A la Facultad de Química, por su excelente nivel, por sus enseñanzas y por todo el apoyo que me brindó a lo largo de mis estudios.

A todos mis profesores, por su dedicación y su esfuerzo, por su paciencia y todas sus enseñanzas.

Al Profesor Celestino Montiel Maldonado por todas sus enseñanzas, por haberme proporcionado todas las herramientas necesarias para la realización de este trabajo.

## **Dedicatorias :**

### **A mis papás...**

Alejandro y Rosa Aída, por todo su amor, por su apoyo y toda su confianza, por ser el mejor ejemplo de responsabilidad, trabajo y fortaleza. ¡Los quiero mucho!

### **A mis hermanos...**

Irene, Sadot y Alejandro, por ser mis amigos, por aguantarme y por quererme.

### **A Horacio...**

por compartir tu vida conmigo, por ayudarme siempre, por tu paciencia, y sobre todo gracias por haber llegado a mi vida para darme el mejor motivo que alguien puede tener para alcanzar el éxito, el amor. Te amo.

### **A mis abuelitas...**

Elisa y Dominga, por su cariño incondicional y todo su apoyo.

### **A Paty e Iván...**

por que son mi gran alegría.

### **A mis tíos...**

Laurel, Brisa, Miguel, Adrián, Martha, Sadot, Etra, Antón, Olga, Samuel, por quererme y preocuparse siempre por mi.

### **A mis primos...**

Olivia, Sergio, Olguita, Liz, José, Dany, Miguel, Elidé, Ariana, Nataly, Samuel, por ser una parte tan importante en mi vida, por todos los juegos y por todo lo que hemos compartido.

### **A toda la familia Montoya...**

por todo su cariño, porque aunque estén lejos siempre los tengo presentes.

### **A todos mis amigos...**

especialmente a Wendy, Isela, Marcela, Paty, Elsa, Tatiana, Erika, José Manuel, Janina, Adriana Paola, Ethel, Pily, Toña, Lalo, Bere, Itzel, Adriana, Yair, Jessica, Arturo, Ruth, Marycarmen, Rebeca..., y todos los demás, gracias por quererme, por preocuparse, por toda la ayuda, por todos los momentos que hemos pasado juntos, gracias por todo.  
A Citlali, Silvia, Adriana, Ale, Edita, Hirám, Ricardo, Malco, José Manuel, gracias por su sincera amistad.

### **A mis compañeros de la Facultad...**

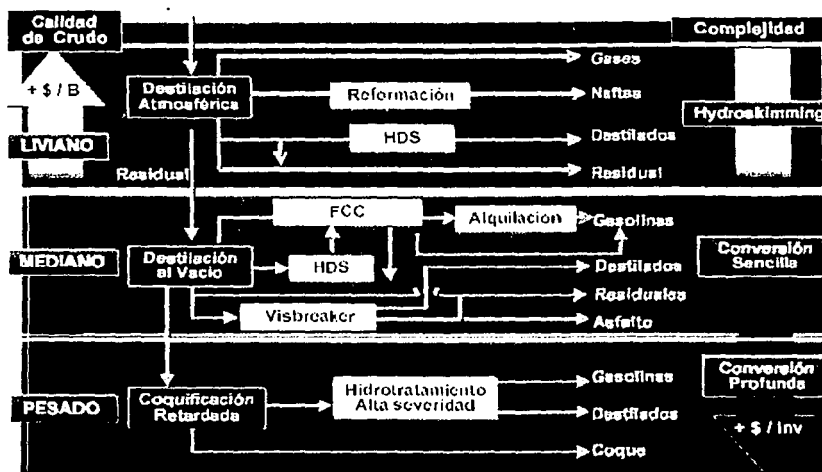
principalmente por su amistad, por todo el tiempo que convivimos, por que con ellos aprendí lo importante y valiosos que es el trabajo en equipo.

A todas las personas que han confiado en mi, que me han apoyado y querido a lo largo de mi vida.

<b>INDICE</b>	<b>PÁG.</b>
<b>INTRODUCCION</b>	3
<b>CAPÍTULO 1. INGENIERÍA DE PROCESOS.</b>	5
<b>CAPÍTULO 2. SIMULACIÓN DE PROCESOS.</b>	9
- Enfoques de los Sistemas de Simulación.	12
➤ Orientación Modular.	13
➤ Enfoque Modular Secuencial.	15
➤ Enfoque Modular Simultáneo.	16
<b>CAPÍTULO 3. SIMULADOR HYSYS.</b>	20
<b>CAPÍTULO 4. PLANTA CATALÍTICA DE TULA.</b>	22
➤ Desintegración catalítica.	22
➤ Unidades FCC	23
➤ Proceso existente en la Refinería.	25
- Sección de la Fraccionadota Principal.	27
- Sección de Recuperación de Vapores.	29
<b>CAPÍTULO 5. SIMULACION DE LA PLANTA FCC</b>	33
➤ Pasos a seguir en una simulación.	33
➤ Esquema de Simulación.	37
<b>CAPÍTULO 6. RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN.</b>	42
<b>CAPÍTULO 7. OPTIMIZACIÓN DE LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO.</b>	57
<b>PROPUESTA DE MEJORAS.</b>	
➤ Resultados de las propuestas.	63
<b>CAPÍTULO 8. CONCLUSIONES.</b>	81
<b>BIBLIOGRAFIA.</b>	84
<b>APÉNDICE A.</b>	86
<b>APÉNDICE B.</b>	108

## INTRODUCCIÓN

La Refinación de Petróleo permite transformar el petróleo crudo en productos útiles para el consumidor final. Es uno de los pasos claves en la cadena de transformación y comercialización de los derivados.



*Esquemas de Refinación*

La destilación es un proceso fundamental en la industria de refinación del petróleo, pues permite hacer una separación de los hidrocarburos aprovechando sus diferentes puntos de ebullición (temperatura a la cual hierve una sustancia). El primer proceso que aparece en una refinería es la destilación atmosférica y al vacío.

El petróleo se separa en fracciones que después de procesamiento adicional, darán origen a los productos principales que se venden en el mercado: el gas LP (utilizado en estufas domésticas), gasolina para los automóviles, turbosina para los aviones jet, diesel para los vehículos pesados y combustóleo para el calentamiento en las operaciones industriales.

Las características del crudo, así como la cantidad y calidad de productos que se desean obtener determinan los procesos que deben incorporarse a la refinería:



- ▶ La mayor parte de los productos obtenidos en el proceso de destilación primaria se someten a hidrotratamiento para eliminar principalmente azufre y nitrógeno.
- ▶ Para la generación de las gasolinas se incorporan procesos como reformación catalítica, síntesis de éteres (MTBE y TAME), alquilación e isomerización de pentanos-hexanos, balanceados de tal forma que la mezcla resultante cumplan con la especificación establecida.
- ▶ Los gasóleos de vacío se someten a desintegración catalítica fluida para generar mayor cantidad de destilados ligeros, principalmente gasolina.
- ▶ El residuo de vacío puede también someterse a hidrodesintegración o a coquización para aumentar el rendimiento de destilados, o a procesos de hidrotratamiento o reducción de viscosidad para generar combustóleo.

Existen muchas operaciones en los procesos de la industria del petróleo basadas en la separación física de componentes aprovechando diversos principios (separación física de componentes).

*Separación física de componentes.* La mayoría de los procesos químicos que participan en la industria de refinación del petróleo están basados en el uso de **catalizadores**, cuyo papel es el permitir que ocurran reacciones que en condiciones normales no serían posibles; funcionan modificando la velocidad de las reacciones, permitiendo así su aplicación industrial en condiciones económicamente atractivas, y además modifican selectivamente las velocidades de varias reacciones factibles, favoreciendo la reacción buscada para asegurar que se logre la mayor conversión de los reactivos y que el rendimiento de los productos deseado sea satisfactorio.

Es aquí, donde el ingeniero debe desarrollar metodologías basadas en el análisis de los procesos, que fomenten el uso racional y eficiente de los recursos con que se cuenta para la productividad y rentabilidad de las industrias en proceso. Dentro de ésta área de análisis de procesos podemos encontrar varios caminos para la mejora de los mismos. Uno de ellos es representar, con la ayuda de un simulador, las condiciones reales del proceso, de tal forma que se pueda realizar un análisis tanto de la estructura y la operación del proceso para que se puedan proponer alternativas de mejoría sin alterar el fin al que está encaminado. El utilizar un simulador nos permite optimizar un proceso en todos los sentidos posibles, y así dar soluciones más prácticas a problemáticas existentes hoy en día.

El presente trabajo tiene como objetivo, después del análisis del proceso, realizar una serie de propuestas de ahorro de energía y disminución de los costos en los servicios que ocupa, aplicado a la planta catalítica de la Refinería de Tula, a partir de la fraccionadora principal, y la sección de recuperación de vapores. Las propuestas de mejoras, serán solo cambios poco significativos a la estructura global de la planta, pero que al final resultarán en beneficios importantes como la disminución de servicios, lo que se traduce en un ahorro en los gastos de operación totales de la planta. Este ahorro es importante ya que, actualmente, los costos de operación han superado a las inversiones en equipos. El estudio que se realiza es de carácter teórico ya que para confirmar su validez tendría que ponerse en práctica en el campo de trabajo y considerar si es viable o no, pero de forma teórica es totalmente recomendable.

Para llevar a cabo los objetivos planteados como realizar primero el análisis del proceso, se debe hacer la simulación integral de la planta, para lo cual se utilizó el Simulador de Procesos HYSYS, confirmando su confiabilidad en la obtención de resultados, el cual nos permite ejecutar, a partir de las simulación un análisis general del funcionamiento de la planta. Una vez hecha la simulación y analizado el proceso general, se llevaron a cabo las propuestas utilizando las herramientas que este programa proporciona.

Así mismo, se presenta un análisis económico del ahorro que estas propuestas generarían, ya que se tiene que tomar en cuenta los servicios involucrados en los procesos.

En los primeros capítulos se da un marco teórico de lo que son la Ingeniería de Procesos y la Simulación de Procesos, los cuales son fundamentos teóricos importantes para realizar un buen análisis del proceso.

Se incluye también un capítulo con una explicación general del funcionamiento del simulador HYSYS, así como las ventajas que éste tiene sobre otros simuladores.

En el capítulo de la Simulación de la Planta, primero se describen los pasos a seguir para llevar a cabo una simulación, y después se describe el esquema completo de la simulación de la planta, es decir, la manera en que se realizó la simulación y la especificación de los datos requeridos. Posteriormente se presentan los datos y esquemas de la simulación del caso base.

En el capítulo de la Optimización, se incluye un análisis del caso base, para realizar las propuestas necesarias, desde el punto de vista del ahorro de energía, así como los esquemas de simulación y las tablas de datos de resultados de las propuestas de mejoras.

## CAPÍTULO 1. INGENIERÍA DE PROCESOS

La ingeniería de procesos es una de las ramas más nuevas dentro de la ingeniería química. Surge a partir de la segunda mitad del siglo XX, como resultado de los nuevos procedimientos y técnicas que han permitido abandonar el enfoque empírico para dar lugar al científico, y de la necesidad de reordenar la cantidad de información existente y fijar las pautas para el diseño de nuevos procesos. Hoy en día, el significado de la 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.

El nacimiento de la ingeniería de procesos como una disciplina formal dentro de la ingeniería química, va de la mano con el desarrollo de nuevas metodologías de cálculo y el uso de computadoras para llevarlas a cabo. El avance tecnológico en materia de computación plantea amplias perspectivas para ayudar a la creación de procesos químicos. 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 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 proceso 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.

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:

- a) Síntesis.
- b) Análisis.
- c) Optimización.

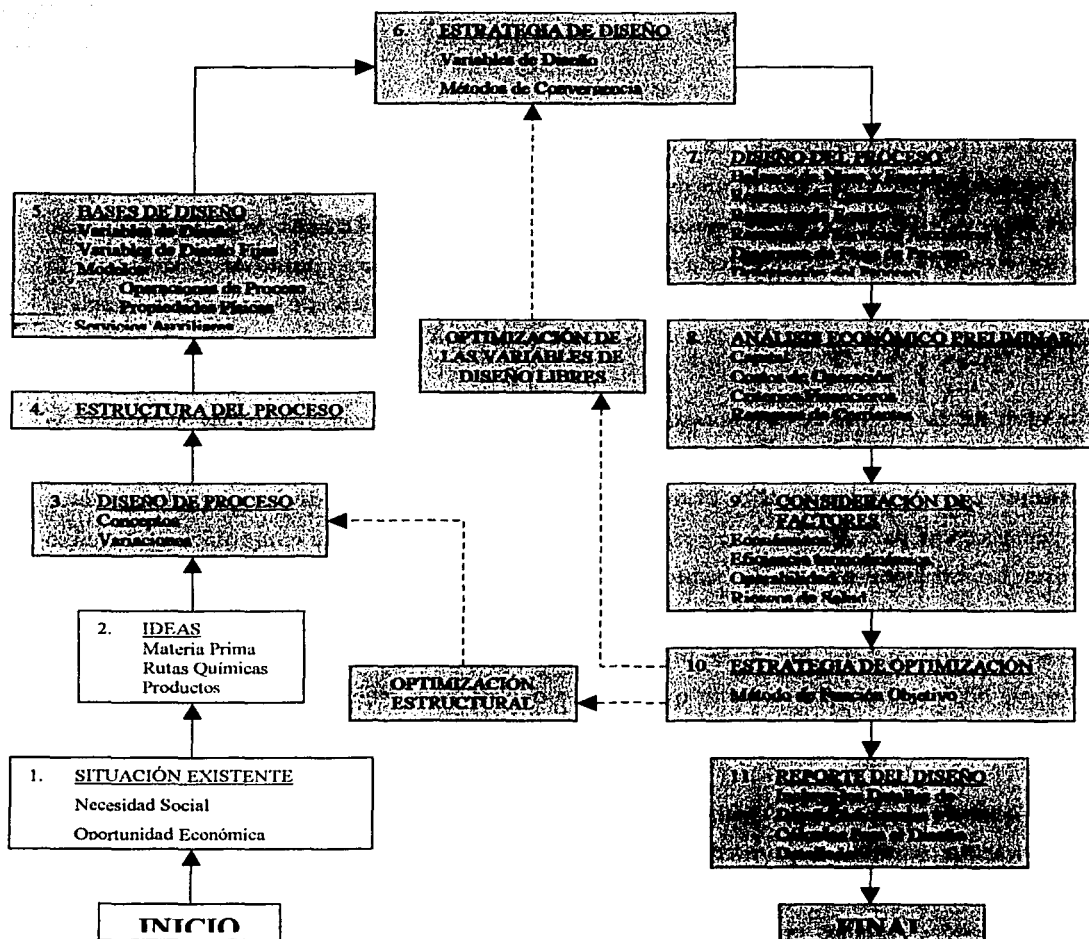


Figura 1.1: Etapas en el desarrollo del diseño de procesos: Síntesis, análisis y optimización

a) Síntesis de procesos.

Durante el diseño de un proceso, los puntos de vista y aspectos del proceso se van profundizando. En los niveles más altos, se trata de aspectos generales y abstractos. A medida que se va avanzando en el diseño, más y más detalles del proceso se van concretando. La manera de pasar de una representación abstracta a una más refinada, es realizada en la etapa de síntesis de procesos. Una

definición de esta actividad podría ser la siguiente: la generación de alternativas de diseño y la selección de las mejores, se da a base del análisis de información parcial o incompleta.

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 muy difíciles de resolver. La búsqueda debe darnos todas las posibilidades existentes, para después realizar una evaluación económica de cada situación.

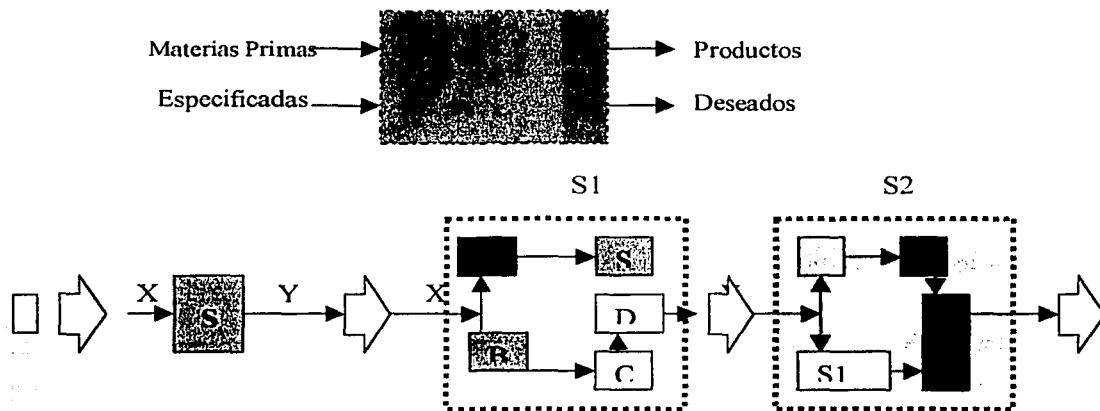


Fig 1.2 Concepto fundamental de la etapa de síntesis

#### b) Análisis de procesos.

Las herramientas para llevar a cabo el análisis son las más desarrolladas como ayuda para el diseño. En el análisis se propone un modelo que describe los fenómenos en estudio. El modelo nos permite obtener valores para el dimensionamiento y la evaluación económica de un proceso y 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 se pueden realizar los balances de materia y energía de los procesos por medio de simuladores de procesos comerciales. Con estos datos se logra generar un dimensionamiento

preliminar y estimados de costos. En estos programas se consiguen elegir diferentes métodos de cálculo y criterios de convergencia, según sea la necesidad y el tiempo que se dispone. El proceso en análisis, se obtiene descomponer en pequeños subsistemas. A mayor número de subsistemas mayor será el grado de rigurosidad, pero más alto será el grado de rigurosidad, pero mayor será el tiempo consumido, por lo cual es determinante el grado de análisis requerido.

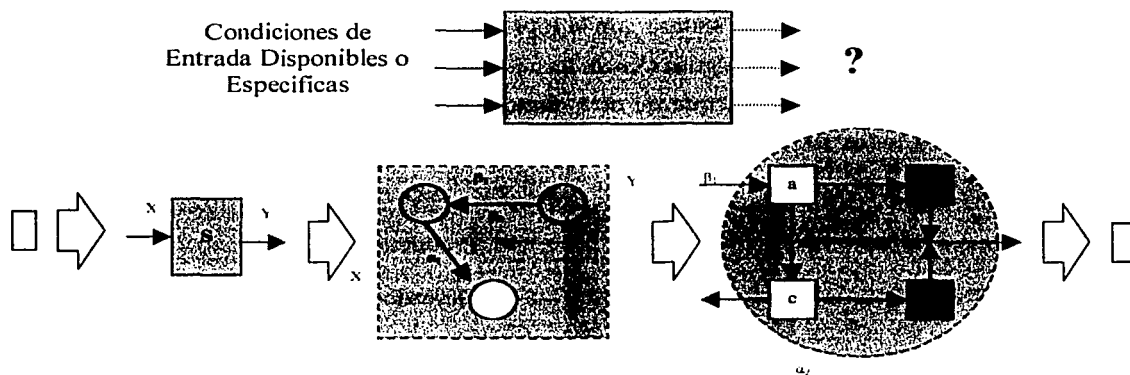


Fig. 1.3 La Etapa de Análisis como un Subsistema.

### c) Optimización de procesos.

La optimización de procesos se basa en utilizar una función objetivo, que representa un criterio económico, como pueden ser los costos, gasto de energía, rendimiento de un reactor, etc., en términos de las variables del proceso. La finalidad de una optimización es la de encontrar las condiciones de las variables de un modelo, de tal manera que se obtengan los mayores beneficios para éste.

Para realizar la optimización de un proceso se deben pasar las etapas de síntesis y análisis. Ya que la optimización está enfocada a las variables de diseño y operación. En caso de que después de una optimización el proceso no sea rentable, se tiene que volver necesariamente a la etapa de síntesis.

La optimización fue aplicable comercialmente en problemas a gran escala en los 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.

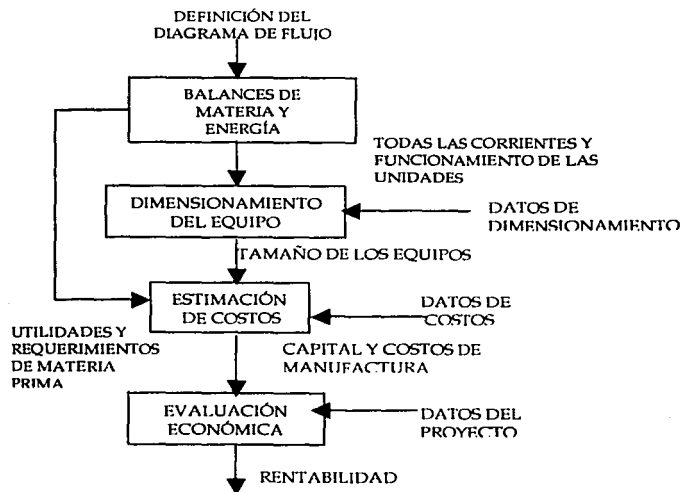
## CAPÍTULO 2. SIMULACIÓN DE PROCESOS.

La simulación se puede definir en términos generales como la representación de un fenómeno y/o proceso mediante modelos matemáticos. En el caso de los procesos químicos, dicha representación se basa en las leyes naturales o empíricas que los describen. Es evidente que cuanto mejor sea el modelo, más eficiente y confiable resulta la simulación y, por lo tanto, la interpretación del fenómeno. La simulación es una de las partes principales del análisis de procesos.

Los dos tipos más comunes de simulación de procesos son los relativos a la simulación en estado estacionario y la simulación dinámica de procesos.

El primero consta del estudio y representación de un proceso a régimen permanente, en el que se contemplan situaciones dentro de los límites considerados como normales en su diseño y operación.

Con la simulación en estado estacionario se obtienen los balances de materia y energía del proceso, a partir de los cuales es posible obtener las dimensiones de los equipos y hacer una evaluación económica.



**Figura 2.1: Etapas de la simulación de procesos**

La simulación dinámica consiste en representar aquellas situaciones poco frecuentes o fuera de los límites normales de operación de un proceso químico. Tales situaciones son típicas del arranque o paro de una planta, de la operación de la misma bajo condiciones de emergencia o para el diseño de las estrategias de control. En estos tres casos se estudia el comportamiento de las variables de proceso con respecto al tiempo.

Debido a que la representación de un proceso químico con modelos matemáticos es una tarea que requiere una gran cantidad de cálculos numéricos, es imprescindible la ayuda de una computadora para realizarlos. El avance en materia de computación ha permitido que se vaya ampliando el margen de cobertura de la máquina sobre el proceso en cuestión; de hecho, hoy en día se utilizan grandes redes de cómputo para abarcar procesos químicos enteros. A esto se le conoce como Sistema de Simulación de Procesos (Process Flowsheeting).

Un sistema de simulación de procesos se define (Evans, 1981) como aquél que acepta información sobre un proceso al nivel del diagrama de flujo del mismo y desarrolla los análisis relativos a su desempeño, diseño y operación. Las entradas típicas de un sistema de simulación de procesos son las que están descritas en el diagrama de flujo de proceso; las salidas que se obtienen son las condiciones de todas las corrientes del sistema, los parámetros y dimensiones de los principales equipos de proceso, y la evaluación económica del mismo.

Todos los sistemas de simulación de procesos contienen cinco elementos principales: Modelos, Algoritmos, Soporte computacional (lógico o "software" y físico o "hardware"), Interfase con el usuario y Aplicaciones.

Los *modelos* utilizados por un sistema de simulación son todas las relaciones matemáticas derivadas de las leyes de conservación, ecuaciones de velocidad de reacción, correlaciones de propiedades físicas y termodinámicas, relaciones de conexión y restricciones de diseño y control. Estos modelos matemáticos se representan por ecuaciones algebraicas y/o diferenciales que definen el proceso. Lo más importante de estos modelos es que deben ser apropiados en términos de rigor, nivel de detalle, precisión, validez y generalidad para las aplicaciones que se desean.

Para que un modelo sea adecuado, es necesario que se entiendan los principios que rigen al proceso que se desea describir, ya que de esta manera se puede saber con exactitud la validez de la información que arroja el modelo. Cuanto más preciso sea el modelo, mejor es la representación de



la realidad que se obtiene. En ocasiones no es necesario utilizar modelos muy exactos ya que la información que se quiere obtener es global o aproximada, y en consecuencia el tiempo de cómputo para estos casos es considerablemente menor.

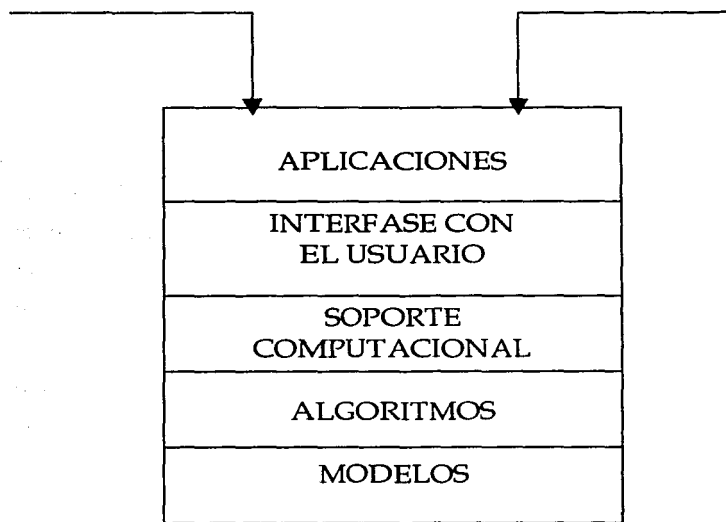


Figura 2.2: Elementos de un Sistema de Simulación de Procesos

Los *algoritmos* resuelven los problemas matemáticos que generan los modelos. De hecho, un algoritmo es el conjunto de operaciones que nos permiten llegar a este fin. El tipo de problema matemático que se presenta en simulación es muy variable; contiene ecuaciones algebraicas (lineales y no lineales) y diferenciales. Por lo tanto, se requiere que los algoritmos sean robustos, tan generales como sea posible, eficientes en términos de ejecución y almacenamiento, transparentes y elegantes. En ocasiones, estas necesidades se contraponen por lo que se debe hacer una elección adecuada para que los algoritmos exploten al máximo los recursos disponibles.

Para la simulación de procesos químicos se han desarrollado básicamente dos clases de algoritmos que se describirán con más detalle en la siguiente sección. Éstas son: la Orientación Modular y la Orientación hacia las Ecuaciones.

El siguiente bloque dentro del sistema de simulación de procesos es el relativo al *soporte computacional*. Las dos partes que lo conforman son el soporte lógico o "software" y el soporte físico o "hardware". Ambos incluyen todos los implementos necesarios para que se lleven a cabo los

algoritmos en una computadora, bajo cierto sistema operativo. Dentro del soporte computacional se encuentra todo lo relativo a los programas, lenguajes de programación, codificación, estructura de datos, interfase con el sistema de archivo, documentación y arquitectura del sistema. Los requerimientos de un buen soporte computacional se basan en que debe ser fácilmente interpretado, manejado y tan transportable como sea posible.

El penúltimo elemento del sistema de simulación lo constituye la *interfase con el usuario*. Ésta incluye el lenguaje de entrada por medio del cuál el usuario describe su problema particular; los reportes que resumen los resultados; la documentación adecuada para el uso del sistema y los protocolos para la interacción con otros programas y sistemas. Una buena interfase con el usuario debe ser capaz de aceptar los datos de entrada en la manera más natural posible y generar los resultados de la forma más útil y práctica para el usuario.

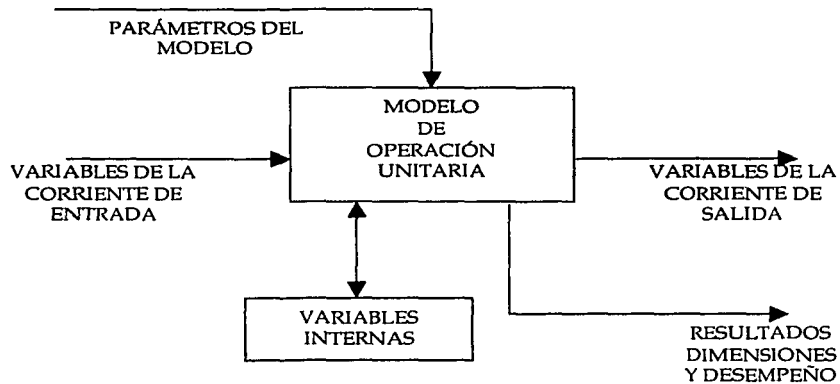
Las *aplicaciones* son el último elemento dentro del sistema de simulación. Las adecuadas aplicaciones del sistema de simulación justifican todo el desarrollo del mismo; es necesario conocer de antemano algunas de las formas en que un sistema de simulación se va a utilizar para sentar las bases sobre las cuales se diseñan todos los elementos anteriores. Evidentemente se han tratado de hacer diferentes sistemas de simulación de forma que se puedan aplicar en un rango muy amplio de situaciones; los progresos en materia de computación (tanto en la parte lógica como en la física) han permitido que los sistemas actuales presenten cada día mayor versatilidad en sus aplicaciones.

### *Enfoques de los sistemas de Simulación.*

El primer problema a resolver en la simulación de procesos en estado estacionario es el de largos sistemas de ecuaciones algebraicas no lineales. En esta sección se describen las diferentes orientaciones encaminadas a resolver estos sistemas. El punto de partida para la simulación en estado estacionario es el diagrama de bloques que representa los modelos de todas la operaciones unitarias involucradas en el proceso; en dichos modelos se encuentran todas las ecuaciones que se deben resolver. Existen dos diferentes orientaciones para resolver las ecuaciones generadas por los modelos: la Orientación Modular y la Orientación hacia Ecuaciones.

Las ecuaciones que describen a un proceso son independientes de la orientación que se utilice para resolverlas; lo que varía es la manera en que estas ecuaciones son manejadas y resueltas para llegar a la solución final del sistema. Es muy común encontrar que un proceso se logra describir

adecuadamente por algunos cientos de ecuaciones; o, en ocasiones, el número de éstas puede sobrepasar las cien mil.



**Figura 2.3: Modelo de operación unitaria**

Por lo anterior, es conveniente saber la estructura del sistema de ecuaciones con el fin de acomodarlo de manera que su manejo sea más rápido y eficiente.

Los métodos actuales de solución de matrices completas no se pueden utilizar con eficiencia en sistemas de ecuaciones tan grandes; por ello, se han desarrollado técnicas de solución de matrices dispersas (lineales y no lineales) que pueden manejar con más facilidad los sistemas de ecuaciones que describen un proceso químico.

A continuación se presentan las dos orientaciones ya mencionadas con sus respectivos enfoques:

#### ORIENTACION

#### ENFOQUE

Modular

Modular secuencial  
Modular simultáneo

Hacia las ecuaciones

Con rompimiento  
Con linealización simultánea

#### ORIENTACION MODULAR:

En la Orientación Modular un proceso químico se representa por la unión de diferentes módulos, cada uno describiendo a una operación unitaria en particular. Las ecuaciones que generan cada uno

de estos módulos se pueden resolver de dos maneras: a nivel del diagrama de flujo (proceso completo) o por bloques (cada módulo por separado).

Si las ecuaciones se resuelven para cada módulo por separado (enfoque modular secuencial), los valores de las variables de las corrientes de salida de una operación unitaria se calculan a partir de los valores conocidos de las variables de las corrientes de entrada y los parámetros de los equipos. En cambio, si los cálculos son al nivel del diagrama de flujo (enfoque modular simultáneo), se deben resolver las ecuaciones que describen la conexión entre cada módulo y las especificaciones de diseño.

La orientación modular ha sido ampliamente utilizada en los diferentes sistemas de simulación y esto se debe a que presenta ciertas ventajas que se resumen a continuación:

- Es una orientación fácilmente comprendida por el usuario del sistema ya que existe una gran semejanza entre el diagrama de flujo de proceso y el modelo implementado por la computadora.

- Debido a que cada módulo se calcula por separado, es posible utilizar algoritmos especializados para cada uno de ellos, lo que favorece la robustez y eficiencia en cada módulo. Además, cada bloque puede generar sus propios valores iniciales que se requieren para llegar a la solución de las ecuaciones que lo describen.

- Se pueden realizar programas aislados para cada operación unitaria, lo que añade versatilidad al sistema ya que dichos programas se logran utilizar en diferentes arreglos de módulos.

- Con este tipo de orientación es factible obtener información de puntos muy localizados del proceso. Es decir, se pueden apreciar los comportamientos de las diferentes operaciones unitarias aun si la simulación total no ha llegado a su fin o no converge. También se logran detectar los diferentes errores y fallas del sistema de manera muy simple.

La principal desventaja, sin embargo, que presenta la orientación modular es que la convergencia en la solución de los sistemas de ecuaciones es muy lenta debido a las grandes matrices del proceso y a los ciclos iterativos que se generan con las recirculaciones que la gran mayoría de los procesos químicos actuales contienen.

Como se mencionó anteriormente, existen dos enfoques dentro de la orientación modular: el enfoque modular secuencial y el enfoque modular simultáneo. Es conveniente aclarar que el segundo también ha sido tratado por algunos autores (Evans, 1981) como una mezcla entre las dos diferentes orientaciones. El presente trabajo se cataloga dentro de la orientación modular.

#### **Enfoque modular secuencial:**

El enfoque modular secuencial utiliza una subrutina de computadora para representar a cada operación unitaria o bloque del diagrama de flujo del proceso. El encargado de ir llamando a estas subrutinas en el orden en el que aparecen en el diagrama de flujo es un programa principal. Cada subrutina se diseña de manera que sea capaz de calcular los valores de las variables de las corrientes de salida en función de los valores de las variables de las corrientes de entrada y los parámetros de los equipos.

Cuando los diagramas de flujo no tienen recirculaciones, los cálculos se hacen en forma secuencial sin ningún tipo de iteración entre dos o más equipos de proceso. Pero como lo común en casi todos los procesos químicos es tener corrientes de recirculación, el cálculo se complica notablemente. Una corriente de recirculación introduce cálculos iterativos ya que está relacionada tanto con la entrada como con la salida de un módulo determinado. Cuando se encuentran, en el cálculo, módulos con recirculaciones, es necesario estimar los valores iniciales para dichas corrientes; estas estimaciones las determina el usuario o el sistema basado en ciertas reglas heurísticas.

Como se puede ver, para resolver la simulación con este enfoque, es necesario romper o cortar el diagrama de flujo y seleccionar las denominadas "corrientes de corte", que son aquellas que convierten el proceso en un sistema acíclico si se les estiman valores iniciales. Una vez determinadas las corrientes de corte del proceso, se debe determinar la mejor secuencia para realizar los cálculos. Los diferentes sistemas de simulación presentan algunos algoritmos ya implementados tanto para escoger las corrientes de corte como para establecer la mejor secuencia de cálculo.

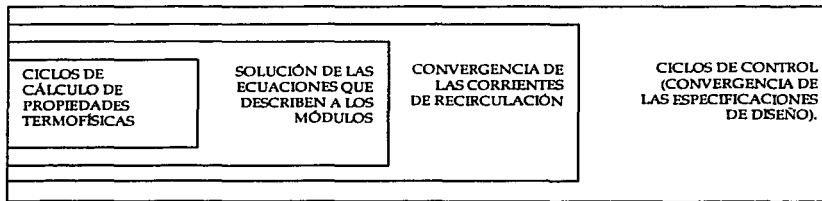
Las ecuaciones que describen las conexiones entre los diferentes módulos se manejan de manera que el programa principal transfiere los valores de la salida de un módulo como valores de entrada del siguiente módulo. Las especificaciones simples, tales como los datos de las corrientes de entrada y los parámetros de equipos, se manejan fácilmente, transfiriendo estos valores directamente al módulo que así lo requiera. Sin embargo, otras especificaciones, tales como las de diseño y otras

que afectan directamente a las variables de las corrientes de salida, no pueden ser introducidas en forma directa y requieren el uso de ciclos de control.

En problemas de diseño se utiliza lo que se conoce como simulación controlada en la que el proceso se simula en forma repetitiva hasta que se satisfagan las especificaciones de diseño. De esta manera, se dice que se manejan dos tipos de ciclos: aquellos relacionados con las recirculaciones y los derivados de las especificaciones de diseño. Ambos ciclos son iterativos, lo que hace que los cálculos se vuelvan más largos y complicados.

Para el manejo de los ciclos existe cierta jerarquía: los ciclos de control, con los que se logra la convergencia de las especificaciones de diseño, son los más externos. En su interior se encuentran los ciclos necesarios para lograr la convergencia de las corrientes de recirculación (corrientes de corte). Dentro de los anteriores están los ciclos específicos de cada operación unitaria y finalmente se manejan los ciclos destinados a la estimación de propiedades físicas y termodinámicas.

La tendencia actual en los sistemas de simulación consiste en obtener el resultado óptimo para cualquier problema. En el enfoque modular secuencial, la optimización se llevaría a cabo en otro ciclo exterior, lo que complica de manera considerable los cálculos y requiere de mayor uso del soporte computacional.



**Figura 2.4: Ciclos múltiples de iteración**

Actualmente el enfoque modular secuencial no resulta muy eficiente puesto que se requiere mayor optimización en los diferentes procesos. Éstos, además, se han vuelto más complicados debido al aprovechamiento necesario de materias primas y energía, lo que introduce mayores ciclos por recirculaciones y control.

**Enfoque Modular Simultáneo:**

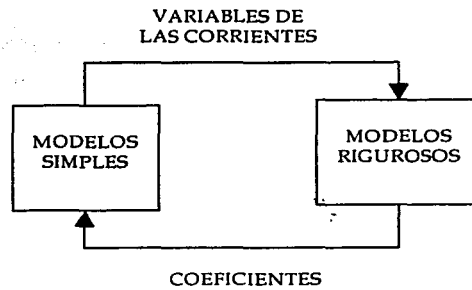
El enfoque modular simultáneo ha demostrado ser uno de los más eficientes y sus aplicaciones se han venido desarrollando últimamente. Surge de las ideas presentadas en los trabajos en los que ha sido llamado enfoque de doble rompimiento o "Two tier" (Rosen, 1962); o como una diferente aproximación a la convergencia del enfoque modular secuencial (Perkins, 1979).

En el enfoque modular simultáneo se conserva la estructura de módulos descrita para el enfoque anterior. La variante consiste en que las ecuaciones de las corrientes de conexión, así como las variables de diseño, se resuelven simultáneamente y no en ciclos diferentes.

Dentro de este enfoque se utilizan dos tipos de modelos: simples y rigurosos. Los modelos rigurosos son aquellos que describen una operación unitaria con el modelo completo de ecuaciones (como en el enfoque modular secuencial), sin embargo, en el modular simultáneo éstos se utilizan para determinar parámetros dentro de la otra clase de modelos: los simples (que constan de un juego aproximado de ecuaciones que describen a la operación unitaria). Los modelos simples se resuelven con cualquier técnica de solución de sistemas de ecuaciones para obtener todos los valores de las variables de las corrientes de proceso con las que es posible, si así se plantea, volver a llamar a los modelos rigurosos; esto último se discute a continuación.

Una vez resuelto el modelo simple, se obtienen valores aproximados para cada variable de las corrientes de proceso; con ellos se verifica la convergencia. Si ésta no se obtiene, existen dos posibilidades: modificar los valores de los parámetros en el modelo simple o volver a llamar al modelo riguroso para obtener valores mucho más precisos. El procedimiento acaba cuando no se obtienen cambios importantes (bajo cierta tolerancia) en los valores de los parámetros del modelo simple.

Cuando se modifican los valores de los parámetros en el ciclo interno es porque se plantea lo que se conoce como un problema de optimización reducido, en el que el modelo simple contiene las restricciones de igualdad. El modelo simple se encarga de resolver el problema de optimización reducido para los parámetros producidos por los modelos rigurosos.



**Figura 2.5: Concepto básico del enfoque modular simultáneo**

El éxito del enfoque modular simultáneo radica en tener modelos simples eficientes. Estos pueden ser lineales cuyos coeficientes son obtenidos por medio de una perturbación numérica de los modelos rigurosos. También pueden ser modelos no lineales, representados comúnmente por modelos aproximados de ingeniería. De cualquier modo, el modelo simple genera un sistema de ecuaciones de simulación equivalente al del modelo riguroso, pero con menos variables; también utilizan correlaciones sencillas para el cálculo de propiedades físicas y termodinámicas. Es por esta "sencillez" que se puede hablar de un problema reducido, cuya optimización (como se mencionó anteriormente) es más fácil de llevar a cabo gracias a que requieren menos recursos computacionales.

El hecho de que se resuelva un sistema de ecuaciones que describe a todo el proceso hace que este enfoque se haya clasificado como una mezcla entre el enfoque modular secuencial y los enfoques de la orientación hacia las ecuaciones que se describirán más adelante.

Una de las ventajas que presenta este enfoque frente al modular secuencial es el hecho de que las especificaciones de diseño se calculan paralelamente a todo el proceso, lo que elimina los ciclos iterativos relativos a los ciclos de control.

Adicionalmente, el enfoque modular simultáneo puede aprovechar la gran cantidad de trabajo computacional que se ha desarrollado para el enfoque modular secuencial: se tienen ya probados los diferentes modelos de las operaciones unitarias y las técnicas de estimación de valores iniciales por medio de reglas heurísticas. La estructura que maneja este enfoque es muy similar a la forma en



que el ingeniero químico resuelve los problemas: lleva a cabo análisis preliminares aproximados y luego los verifica con modelos rigurosos.

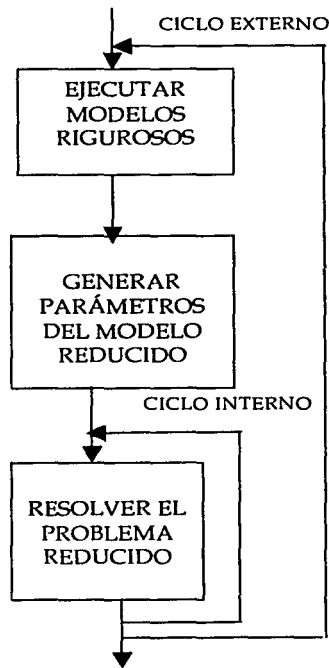


Figura 2.6: Ciclos interno y externo del enfoque modular simultáneo

Pero el éxito o fracaso del enfoque modular simultáneo depende de los métodos empleados para resolver los sistemas de ecuaciones de todo el proceso. Si bien estos sistemas son "simples", pueden contener un gran número de ecuaciones para las que se requiere un buen método de convergencia. Actualmente los sistemas de simulación tienden a integrar el enfoque modular simultáneo en su estructura. Esto se debe a las grandes ventajas antes mencionadas y al poco éxito que ha tenido hasta el momento la orientación hacia las ecuaciones aplicada a procesos complejos.

## CAPÍTULO 3 SIMULADOR HYSYS.

HYSYS es un simulador de procesos que permite acceder a un amplio rango de tecnologías dentro de un solo ambiente de modelado. Dentro del ambiente integrado, se accesa al diseño conceptual y permite realizar simulaciones en régimen permanente y dinámico. Este tipo de ambiente tiene muchas ventajas:

- La información (librerías de parámetros de interacción, etc.) es compartida entre todas las aplicaciones.
- Todas las aplicaciones usan modelos termodinámicos comunes.
- Todas las aplicaciones usan una topología común de diagrama.
- Solo es necesario el uso de una interfase.
- En cualquier momento se pueden intercambiar las aplicaciones de los modelos, obteniendo así una mayor comprensión del proceso.

HYSYS permite la integración de operaciones unitarias únicas, expresiones de reacciones cinéticas y paquetes de propiedades especializados. Así mismo, permite la selección de métodos de propiedades y parámetros de interacción para una mejor descripción de los sistemas. Hace predicciones precisas de equilibrio de fases y propiedades termo-físicas. Integra diferentes bases de datos, facilita la importación de datos experimentales de planta, permite regresión de datos y optimización.

Se debe empezar por construir un modelo conceptual para determinar el equipo básico requerido en el proceso. Basados en el diseño conceptual, se podría construir un modelo en estado estacionario, y realizar una optimización para determinar las condiciones deseables de operación. Con este simple ambiente, se puede completar virtualmente todas las fases del diseño de procesos. Posteriormente, se pueden llevar a cabo algunos cálculos de dimensionamiento y costos para los equipos requeridos, después hacer modelos dinámicos para las estrategias apropiadas de control.

Si algún cambio en alguna etapa del diseño de proceso afecta los datos comunes, la nueva información está disponible inmediatamente para todas las demás aplicaciones.

El modelado en régimen permanente y las técnicas de optimización permiten construir diseños alternativos mediante la examinación de diferentes configuraciones de procesos que permiten

especificar correctamente un equipo de proceso para asegurar un producto con las especificaciones deseadas a una producción dada, y todos los posibles escenarios de procesos pueden ser evaluados y optimizados para minimizar gastos de capital.

El modelado dinámico provee capacidades para valorar la operabilidad y el control de cierto proceso. Las deficiencias de operación pueden ser examinadas y probadas para su viabilidad, pueden llevarse a cabo diseños de procesos alternativos, así como cambiar las condiciones de operación y estrategias de control.

Se puede construir cualquier tipo de combinación de columnas, agotadores laterales, bombas de calor e intercambiadores. En modo dinámico, la columna puede ser controlada y analizada para su operación dinámica durante diferentes condiciones de operación.

HYSYS despliega multi-páginas utilizando diferentes niveles de información a detalle. La naturaleza intuitiva, interactiva e integrada de HYSYS provee un sistema de simulación el cual cumplirá con todo el proceso de simulación y aplicaciones en tiempo real.

Con HYSYS, los ingenieros solo necesitan desarrollar un modelo único de proceso que se pueda utilizar del diseño conceptual con usos en línea para mejorar diseños, optimizar la producción y realizar la toma de decisiones. HYSYS es el único ambiente integrado comercialmente disponible de simulación, diseñado para el arreglo de requisitos particulares completo del usuario. Esto permite a la integración de las operaciones unitarias del propietario, de las reacciones y propiedades, para crear programas híbridos de gran alcance.

La flexibilidad de HYSYS permite ser utilizado como una herramienta termodinámica para la aplicación con otros programas como Microsoft Excel, C++, Fortran 90 y Microsoft Visual Basic, o la posibilidad de incluir en él subrutinas que no están ya preestablecidas dentro del mismo.

## CAPÍTULO 4 PLANTA CATALÍTICA DE TULA (FCC).

### *DESINTEGRACION CATALITICA.*

La desintegración catalítica es uno de los procesos más ampliamente utilizados dentro de las refinerías para convertir aceites pesados en gasolinas y productos ligeros, con más alto valor en el mercado por su mayor octanaje. Originalmente la desintegración se llevaba a cabo térmicamente pero estos procesos han sido desplazados por los catalíticos debido a que con éstos últimos se obtienen gasolinas de más alto octanaje y menos residuos de componentes pesados y gases insaturados.

Los procesos de desintegración catalítica utilizados hoy en día se pueden clasificar dentro de dos categorías principales: unidades de lecho móvil y unidades de lecho fluidizado. Existe un gran número de modificaciones para cada una de las categorías que dependen del diseñador o de la compañía constructora pero, a grandes rasgos y dentro de cada categoría, las operaciones son muy similares. El proceso conocido como desintegración catalítica Termofor (TCC) es representativo de las unidades de lecho móvil mientras que el desintegrador catalítico fluidizado (FCC) es el representante más común de las unidades de lecho fluidizado; sobre este último se profundizará más adelante ya que es el proceso existente en la refinería de Tula.

Los catalizadores empleados en los dos tipos de procesos son químicamente similares pero con diferencias en su estructura física. Las unidades de lecho móvil utilizan cilindros o esferitas de aproximadamente 0.3 a 0.7 cm de diámetro, y las unidades de lecho fluidizado usan partículas con un tamaño promedio de 50 micras.

El proceso de desintegración produce carbón o coque que se queda dentro del catalizador, disminuyendo su actividad. Para mantener esta actividad en un nivel útil, es necesario regenerar el catalizador quemando el coque con aire. Por lo anterior, el catalizador tiene que ser continuamente removido del reactor y llevado a un regenerador para ser devuelto otra vez al lugar de reacción. La reacción catalítica es endotérmica y la de regeneración exotérmica. Algunas unidades son diseñadas para aprovechar el calor de regeneración en la reacción catalítica y para llevar la mezcla de alimentación a la temperatura de reacción.

Los diagramas de flujo de ambos procesos son similares: el gasóleo caliente se pone en contacto con el catalizador ya sea en el elevador de la alimentación o en el reactor. Conforme avanza la reacción, el catalizador se desactiva por la formación de carbón en su superficie. El catalizador y los vapores de hidrocarburos se separan mecánicamente y el gasóleo que permanece sobre el catalizador se remueve por medio de agotamiento con vapor antes de que las partículas catalíticas entren al regenerador. Los vapores de hidrocarburos se obtienen por la parte superior del equipo y son enviados a una torre fraccionadora para iniciar su separación.

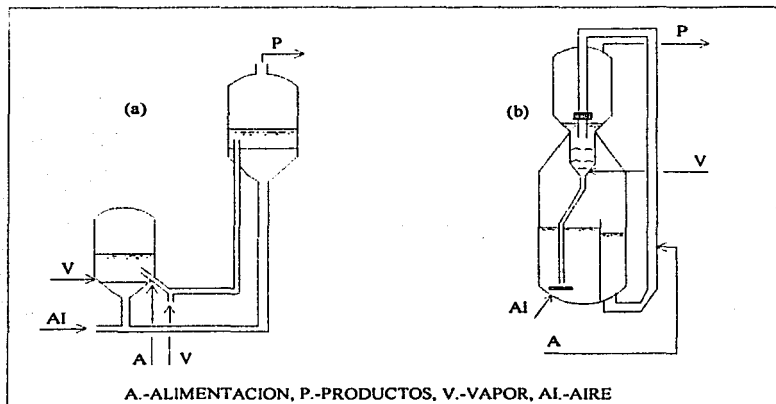
El catalizador gastado fluye en el regenerador y se vuelve a activar quemando los depósitos de coque con aire. La temperatura del regenerador es controlada con mucha precaución con el propósito de no desactivar al catalizador por sobrecalentamiento. Esto se hace generalmente mediante el control del flujo de aire para producir la relación  $\text{CO}_2/\text{CO}$  deseada en la salida ya que la conversión de  $\text{CO}$  en  $\text{CO}_2$  no ayuda a remover el coque sino que sólo produce calor en exceso. Los gases de combustión y el catalizador se separan por medio de ciclones; posteriormente se limpia el catalizador con vapor para quitar el oxígeno antes de entrar en contacto de nuevo con la alimentación del gasóleo.

#### *Unidades FCC.*

Los procesos FCC emplean el catalizador en forma de partículas muy finas que se comportan como un fluido al ser acarreadas por un vapor. El catalizador fluidizado circula continuamente entre la zona de reacción y la de regeneración, y actúa como vehículo para transferir calor desde el regenerador hasta la alimentación del gasóleo en el reactor. Dos clases de unidades FCC se utilizan comúnmente: las denominadas "lado a lado", donde el reactor y el regenerador son recipientes separados que se colocan uno junto al otro; y los apilados, en los que el reactor se coloca sobre el regenerador (Fig. 3.1).

Una de las diferencias más importantes entre los distintos procesos FCC es la ubicación y control de la reacción catalítica. Hasta 1965, las unidades se diseñaban de modo que había un lecho de catalizador en fase densa en el recipiente de reacción, lo que provocaba que la mayoría de la reacción ocurriera en ese lugar. La cantidad de desintegración se controlaba variando la profundidad del lecho en el reactor (tiempo) y la temperatura. Aunque se sabía que parte de la reacción ocurría en el elevador de la alimentación ya que en ese lugar la actividad del catalizador y la temperatura están en sus niveles más altos, no se hacían intentos por regular la reacción modificando las condiciones de dicho elevador. Con la llegada de catalizadores de zeolita más

reactivos, la cantidad de desintegración producida en el elevador o línea de transmisión aumentó a niveles que requerían cambios operacionales en las unidades existentes.



**Figura 4.1: Unidades de desintegración catalítica FCC**  
**(a) Modelo "lado a lado", (b) Modelo apilado tipo "riser"**

Como resultado de lo anterior, las unidades construidas durante los últimos años han sido diseñadas para operar con un mínimo de reacción en el lecho del reactor y con más control de reacción variando la velocidad de circulación del catalizador. Otras unidades antiguas se han modificado para maximizar y controlar la reacción en el elevador.

En términos generales, una unidad FCC opera de la siguiente manera: la mezcla fresca y las corrientes de recirculación son precalentadas con intercambiadores de calor o un horno para entrar a la unidad en la base del elevador, en donde se mezclan con el catalizador caliente proveniente del regenerador. El calor del catalizador se aprovecha para vaporizar la alimentación y llevarla a la temperatura de reacción. La mezcla de catalizador y vapores de hidrocarburos viaja a través del elevador rumbo a los reactores. Las reacciones de desintegración o rompimiento comienzan cuando la alimentación entra en contacto con el catalizador caliente en el elevador y continúan hasta que los vapores son separados del catalizador al final del reactor. Los vapores de hidrocarburos se envían hacia una serie de separadores en donde se obtienen productos líquidos y gaseosos.

El catalizador que abandona el reactor es conocido como catalizador agotado ya que contiene hidrocarburos adsorbidos sobre su superficie. Éstos se eliminan con vapor antes de que el catalizador entre al regenerador, dentro del cuál se quema el carbón depositado con aire,

controlándose la temperatura mediante la variación del flujo del mismo. El calor de combustión eleva la temperatura del catalizador arriba de 600°C y la mayor parte de este calor se transfiere al gasóleo fresco en la entrada del elevador.

Los gases de combustión que abandonan el regenerador contienen una gran cantidad de monóxido de carbono que se oxida en un horno de CO para dar dióxido de carbono con lo que se recupera algo de energía. Los gases calientes pueden usarse para generar vapor, o para activar turbinas que generen energía eléctrica.

#### **PROCESO EXISTENTE EN LA REFINERÍA DE TULA**

El proceso que actualmente se utiliza en la refinería de Tula consta de varias secciones que se describen a continuación. En la figura 4.2 se pueden apreciar las operaciones de la planta catalítica.

##### *El convertidor catalítico.*

El desintegrador o convertidor de la refinería de Tula es del tipo "riser" que consiste en un tubo elevador (reactor), un separador, un agotador, un regenerador y los medios de transporte para la circulación del catalizador.

El gasóleo fresco entra a la planta con una temperatura de 188°C proveniente de la planta combinada o bien a 65°C desde los tanques de almacenamiento. La carga fresca se bombea a través de intercambiadores de calor y de un calentador en donde adquiere la temperatura requerida para el inicio de la reacción. La corriente de recirculación se agrega al gasóleo fresco y el conjunto se manda al elevador de desintegración.

La reacción ocurre principalmente en la parte vertical del elevador, después de la cuál la mezcla fluye hacia la línea horizontal para descender finalmente hasta la parte inferior de la cámara de separación. En este lugar se lleva a cabo una separación burda del catalizador y de los vapores mediante un separador ranurado. La mayor parte de los vapores fluyen horizontalmente por las ventanas laterales del separador mientras que la mayoría del catalizador fluye hacia abajo por el fondo abierto del elevador (Fig. 4.3).

Los vapores de hidrocarburos desintegrados, inertes, vapor de dispersión y el vapor de agotamiento del catalizador entran a cuatro juegos de ciclones de dos pasos al salir del separador. La función de dichos ciclones es la de separar el catalizador arrastrado por los vapores y regresarlo al fondo del separador.

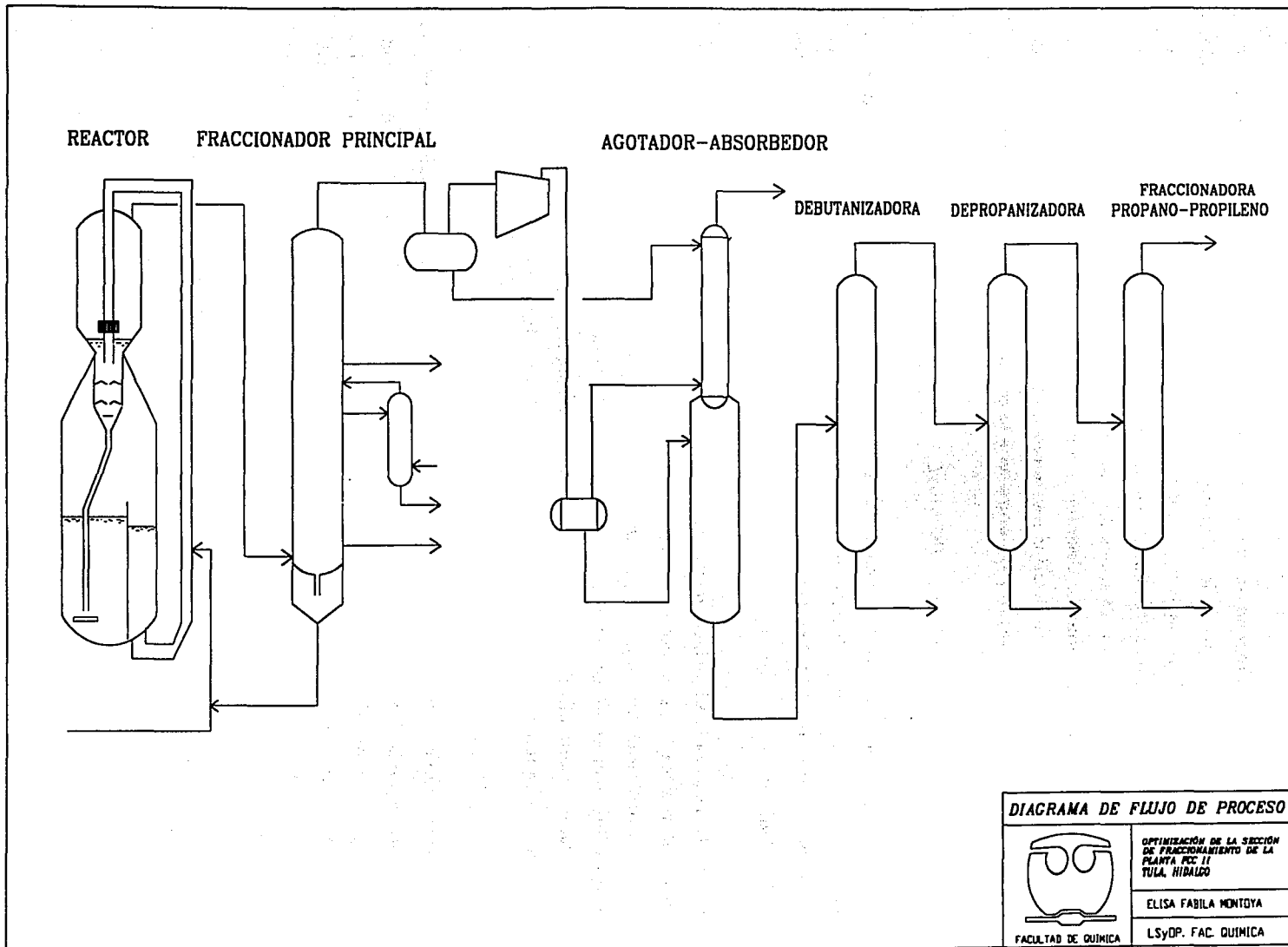


FIGURA 4.2  
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA CATALITICA

26



El catalizador agotado que contiene el coque o carbón formado durante la reacción de desintegración entra al agotador que se localiza directamente abajo de la cámara de separación. Dentro de éste, el catalizador fluye hacia abajo mientras que el vapor de agotamiento lo hace en contracorriente; la función de este equipo es la de remover los restos de hidrocarburos ligeros que quedaron atrapados en el catalizador. Después de este paso, el catalizador pasa al regenerador, en donde el carbón depositado durante la desintegración se quema con aire hasta alcanzar un contenido muy bajo de coque en el catalizador regenerado. El catalizador regenerado se dirige de nuevo hacia la parte inferior del elevador para unirse con la carga fresca y la recirculación.

### *SECCION DE LA FRACCIONADORA PRINCIPAL*

La fraccionadora principal es la encargada de separar los productos del convertidor en hidrocarburos ligeros y aceites cíclicos ligeros y decantados. Es la primera separación de los productos desintegrados en el reactor. También cuenta con una sección de recuperación de restos de catalizador (Fig. 4.3).

El propósito de la fraccionadora principal es desobrecalentar y recuperar los productos líquidos de los vapores del reactor. Los vapores efluentes del convertidor consisten en hidrocarburos desintegrados catalíticamente, vapor y gas inerte. Estos vapores entran por el fondo de la fraccionadora y fluyen en contracorriente con el producto de los fondos de la misma fraccionadora, que fue recirculado a cierta altura de la torre. La función de esta recirculación es la de enfriar los vapores entrantes y condensar el producto de aceite decantado que forma la corriente de fondos de la fraccionadora.

Por medio de extracciones laterales de la fraccionadora se obtiene el aceite decantado, el aceite cíclico y el aceite esponja. Los vapores del domo de la fraccionadora fluyen a condensadores enfriados con agua, obteniéndose corrientes de gases, hidrocarburos líquidos y agua amarga. La corriente de gases fluye al compresor de la sección de recuperación de vapores; los hidrocarburos líquidos se bombean a la misma sección y el agua amarga se dirige a un sistema de aguas amargas. El reflujo de la fraccionadora se hace con una fracción de los hidrocarburos líquidos.

El propósito principal de la sección de fondos de la columna principal es proveer una zona de transferencia de calor.

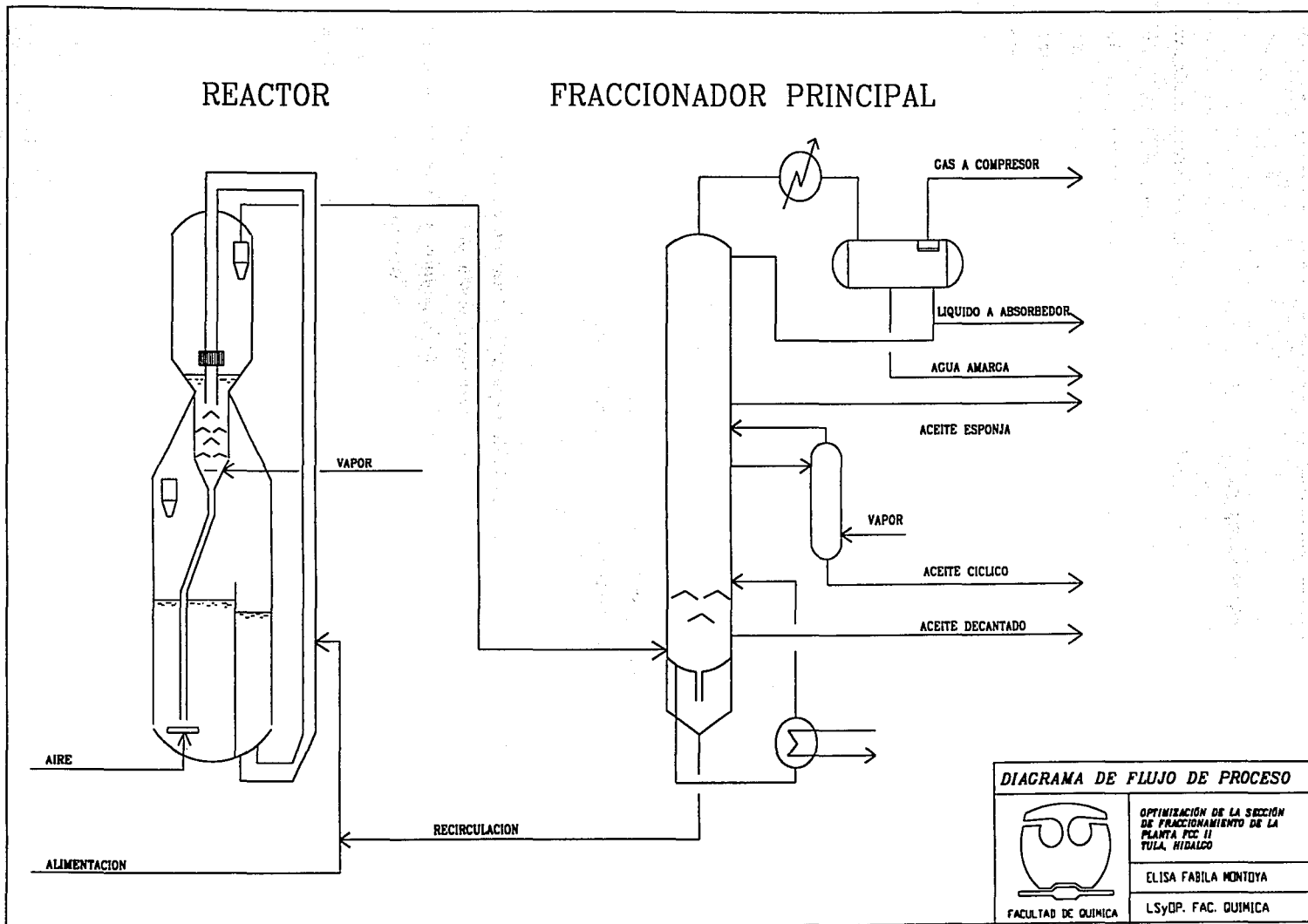


FIGURA 4.3  
 REACTOR CATALITICO Y FRACCIONADOR PRINCIPAL

20

### **SECCION DE RECUPERACION DE VAPORES**

La sección recuperadora de vapores de una planta catalítica consiste en una serie de fraccionadoras que van separando los hidrocarburos ligeros en corrientes con una cierta pureza definida. Con excepción de la primera parte del tren (que se describe a continuación) las fraccionadoras en esta sección son torres de destilación de platos en las que se utilizan condensadores y rehervidores convencionales. Los principales productos que se obtienen en las separaciones son materia prima para otra gran cantidad de procesos. La gasolina es el producto final más importante, y por esto muchas de las plantas recuperadoras se enfocan a la obtención de más y mejores gasolinas.

La primera parte del tren de recuperación está formada por un agotador-absorbedor (Fig. 4.4). El absorbedor es una torre que está montada directamente sobre el agotador con una tapa sólida que divide las dos secciones. Como se mencionó anteriormente, del domo de la fraccionadora principal se obtienen hidrocarburos en fase líquida y gaseosa; la corriente líquida entra en la parte superior del absorbedor mientras que los gases son comprimidos y separados en dos fases: la fase gaseosa se alimenta al absorbedor en flujo ascendente de manera que fluye en contracorriente al líquido antes mencionado; y la segunda, que es la fracción condensada después de la compresión, es alimentada al agotador. La corriente del fondo del absorbedor se junta con la del domo del agotador y se recirculan hacia el separador de fases previo al agotador. La corriente del domo del absorbedor, rica en gases ligeros, es enviada a límites de batería. La corriente de los fondos del agotador se dirige hacia la torre debutanizadora.

La función principal de la torre debutanizadora es la de separar los butanos y componentes más ligeros, de los pentanos e hidrocarburos más pesados. La corriente que sale del fondo del agotador, rica en los componentes antes mencionados (principalmente pentanos y más pesados) se precalienta con la corriente de fondos de la debutanizadora y posteriormente se alimenta a la misma en un plato intermedio (los detalles técnicos de ésta y las siguientes secciones se especifican en el siguiente capítulo, en el cuál se presentan los resultados de la simulación de esta parte de la planta). La torre opera con un rehervidor a base de vapor para los fondos y un condensador con agua de enfriamiento para la corriente del domo. Los productos del fondo de la debutanizadora, después de precalentar la alimentación, se dirigen a límites de batería; estos compuestos son tratados posteriormente para producir gasolinas.

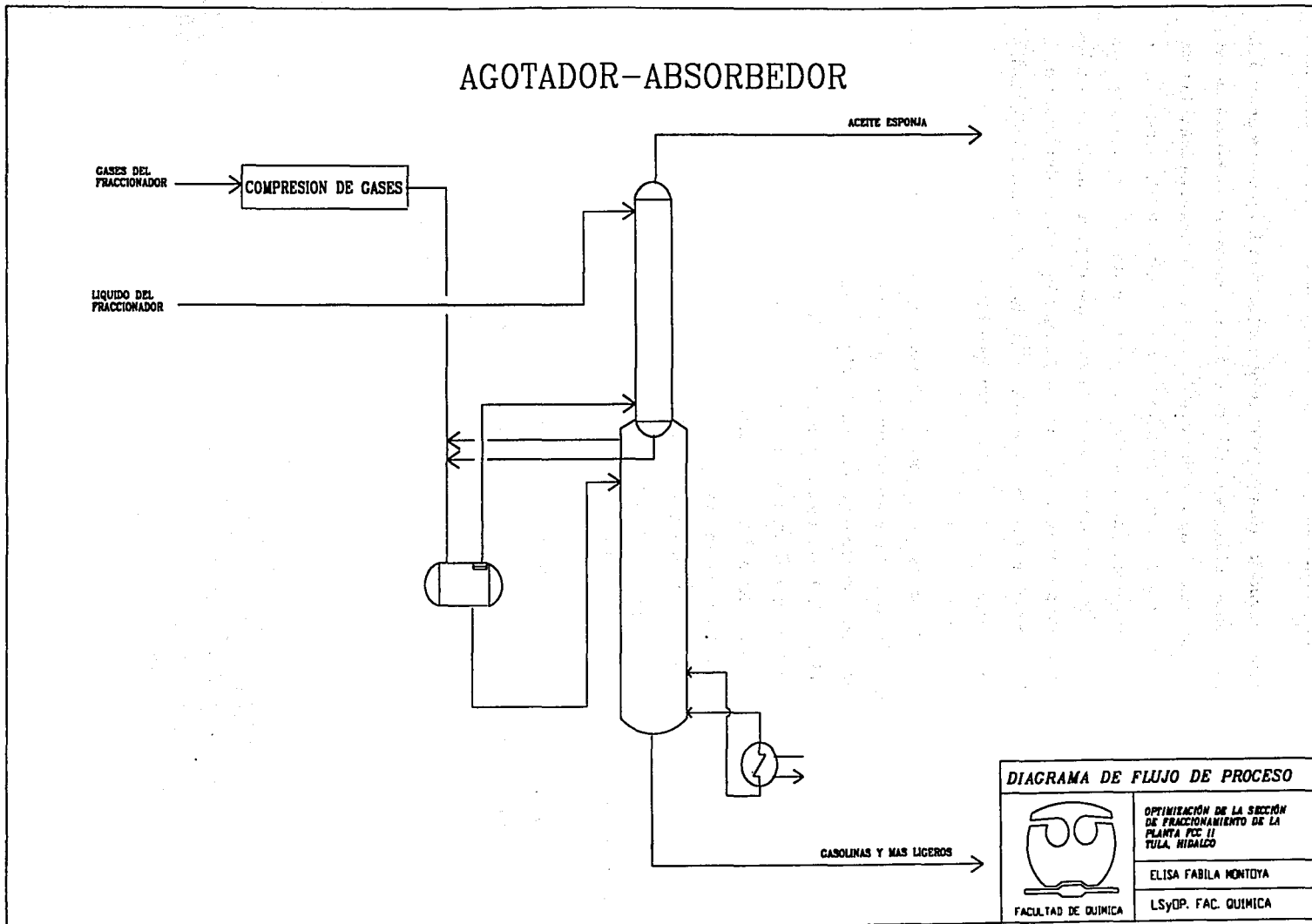


FIGURA 4.4  
 AGOTADOR-ABSORBEDOR DE LA PLANTA CATALITICA

78

Los productos del domo de la debutanizadora (butano y más ligeros) se bombean a una unidad de remoción de mercaptanos conocida como unidad MEROX; en ella se eliminan los contaminantes de azufre que contiene la corriente de proceso. Una vez "limpia" la corriente, se bombea hacia la torre depropanizadora, pero antes de llegar a ésta, se precalienta con la corriente de fondos de la depentanizadora (columna que no pertenece al tren de recuperación de vapores de la planta catalítica). Los medios de calentamiento y enfriamiento de la columna depropanizadora son los mismos que para la debutanizadora (vapor y agua respectivamente). El producto del fondo de la depropanizadora está constituido principalmente por butano y residuos de pentano o más pesados; esta corriente se dirige a límites de batería para ser tratada como gas LPG.

Por el domo de la torre depropanizadora se obtienen propano, propileno y muy pequeñas cantidades de hidrocarburos más ligeros. Anteriormente esta corriente se enviaba a límites de batería como gas LPG, pero actualmente se separa el propano del propileno ya que principalmente este último tiene enormes aplicaciones industriales. Por lo anterior, la corriente rica en propano y propileno se bombea a la última torre del tren de recuperación de vapores: la denominada fraccionadora (o splitter) propano-propileno. La separación de estos dos compuestos requiere de muchas etapas de equilibrio debido a que los puntos de ebullición de ambos son muy parecidos; la fraccionadora tiene, por tanto, muchos platos y es considerablemente alta. Por el domo de la fraccionadora se obtiene el propileno y por la parte inferior el propano. Actualmente se utiliza agua de enfriamiento como medio de condensación y vapor en el rehervidor de los fondos.

Los dos productos obtenidos se envían a límites de batería. El propano se utiliza como gas LPG mientras que el propileno, como se mencionó anteriormente, sirve de materia prima para diferentes procesos, entre los que destaca la producción de polipropileno.

DEBUTANIZADORA

DEPROPANIZADORA

FRACCIONADORA  
PROPANO-PROPILENO

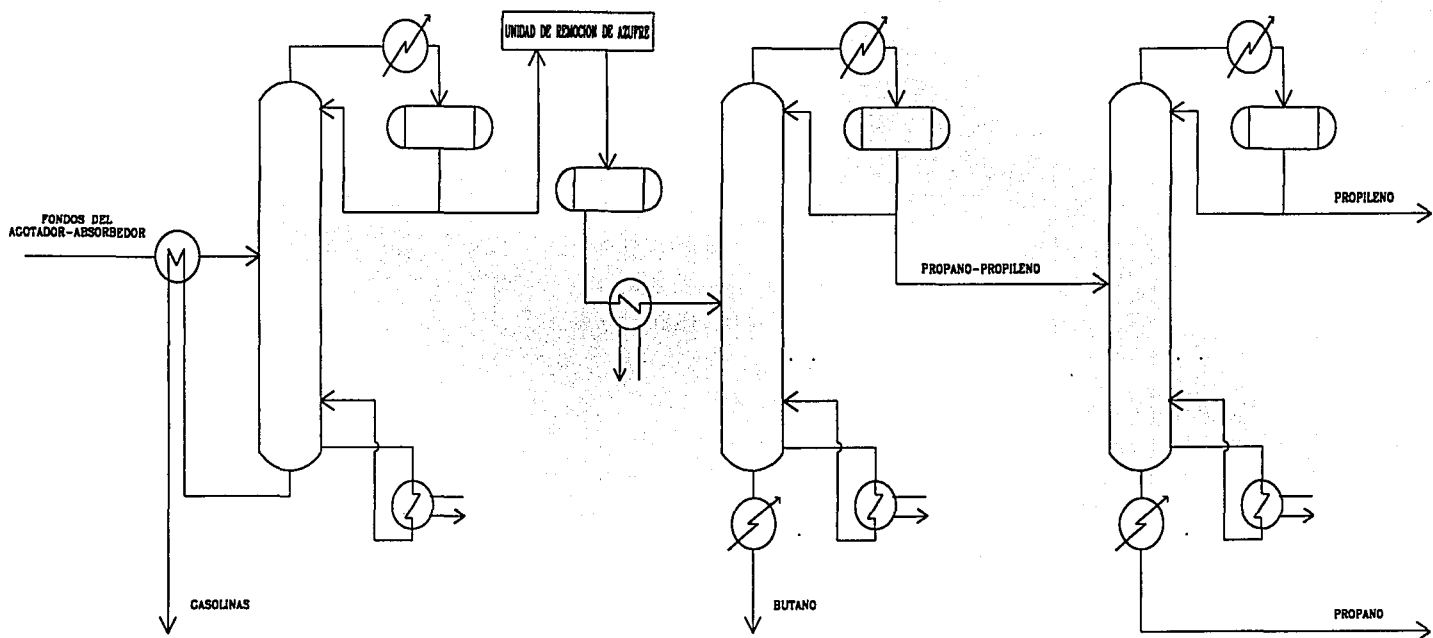


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO



FACULTAD DE QUIMICA

OPTIMIZACION DE LA SECCION  
DE FRACCIONAMIENTO DE LA  
PLANTA PCC II  
TULA, HIDALGO

ELISA FABILA MONTOYA

LSyDP, FAC. QUIMICA

FIGURA 4.5

DEBUTANIZADORA, DEPROPANIZADORA Y FRACCIONADORA PROPANO-PROPILENO

## CAPÍTULO 5 SIMULACIÓN DE LA PLANTA FCC

A simulación de procesos a grandes rasgos se divide en dos bloques: el primero es la declaración de los compuestos y las ecuaciones de estado que se van a utilizar para el cálculo de las diferentes propiedades termodinámicas, y el segundo es la declaración de la secuencia de operaciones unitarias a las cuales se van a someter a los compuestos declarados anteriormente. Con estos dos bloques definidos se puede generar un esquema de simulación de procesos. HYSYS como simulador de procesos, es bastante flexible, ya que se puede declarar el esquema de simulación y después declarar los compuestos o viceversa. Otra ventaja importante, es que el cálculo de los equipos lo realiza de manera inmediata, sin esperar a que esté declarado todo el esquema de simulación.

### ***PASOS A SEGUIR EN UNA SIMULACION.***

Para llevar a cabo la simulación de un proceso en cualquier simulador, es necesario realizar cada uno de los pasos que se muestran a continuación. En cada uno de ellos se explica la manera específica en que se definió la simulación del tren de recuperación de vapores, cuyos resultados se muestran en la siguiente sección. Los pasos están numerados en el orden lógico en que se deben realizar, aunque no es necesario seguir la misma secuencia. Las opciones que se mencionan a continuación se utilizaron en todas las simulaciones que se reportan a lo largo de este trabajo.

**1.- Definición del diagrama de flujo de proceso y su alcance.** El primer paso para realizar la simulación de un proceso es definir sus límites, ya que es común que éste no se encuentre como una entidad independiente, sino que tenga flujos de materia y/o energía interconectados con otros procesos, de forma que si se altera el proceso en cuestión, se alteran los demás o viceversa. Es por esto que no siempre resulta fácil definir qué parte del proceso o qué procesos se deben simular. El objetivo del presente trabajo es realizar la optimización de la sección de recuperación de vapores, por lo que se realizó la simulación de todo el tren de recuperación de vapores (Figura 4.5).

**2.- Declaración de la ecuación de estado, componentes y pseudocomponentes.** Éste es un paso clave para una buena simulación ya que desafortunadamente no existe una ecuación de estado o modelo para predecir las propiedades de todos los compuestos y todas las condiciones. Es por esta razón que se debe elegir el modelo que calcule con mayor precisión las propiedades de los compuestos

que maneja el proceso a simular; de hecho, es posible utilizar diferentes ecuaciones de estado o modelos termodinámicos en las distintas operaciones unitarias según lo requieran las condiciones de éstas, lo que le da mayor flexibilidad a la simulación.

El proceso de recuperación de vapores maneja principalmente hidrocarburos, que son compuestos no polares; para ellos existen varias ecuaciones de estado que predicen sus propiedades con bastante exactitud, en este caso se eligió la ecuación de estado de Peng-Robinson Stryjek-Vera, desarrollada primero en 1976 a partir de la ecuación de Soave para desarrollar la ecuación de Peng-Robinson, esta ecuación de estado (PRSV) es una doble modificación a la ecuación de estado de PR que extiende la aplicación del método original de PR para sistemas moderadamente no ideales. Se ha demostrado que puede ajustar curvas de presión de componentes puros y mezclas con mayor exactitud que el método PR, especialmente a presiones de vapor bajas. En este caso, el sistema es relativamente sencillo, ya que son hidrocarburos ligeros a condiciones moderadas de temperatura y presión.

La última parte del proceso se trata de la sección de tratamiento con aminas (DEA), la cual consta de 2 torres, donde se le da tratamiento a una corriente proveniente del absorbedor secundario y otra de la torre debutanizadora; en esta parte debido a la naturaleza de los compuestos involucrados, se utilizó la ecuación de estado NRTL (Non-Random-Two-Liquid), propuesta por Renon y Prausnitz en 1968, y es una extensión de la ecuación original de Wilson. Utiliza mecánica estadística y la teoría de líquidos para representar la estructura del líquido. Estos conceptos, combinados con el modelo local de composición de Wilson, producen una ecuación capaz de representar el comportamiento de las fases en los equilibrios Líquido-Vapor, Líquido-Líquido y Líquido-Líquido-Vapor. Al igual que la ecuación de Wilson, el modelo NRTL es termodinámicamente consistente y se puede aplicar para sistemas ternarios y de mayor orden usando parámetros obtenidos a partir de la regresión de datos de equilibrio binario.

Con excepción de la primera parte del proceso, en la que se maneja una cantidad muy pequeña de ácido sulfhídrico, todas las corrientes son mezclas de hidrocarburos, por lo que consideramos que no es necesario incluir ninguna regla de mezclado en la ecuación de estado.

En cuanto a la declaración de componentes, HYSYS contiene una serie de librerías de compuestos puros, los cuales ya tienen todas sus propiedades definidas. De esta lista se seleccionaron los compuestos ligeros; los compuestos que se seleccionaron fueron: hidrógeno, agua, ácido sulfhídrico, nitrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono, metano, etano, etileno, propileno,



propano, 1-buteno, n-butano, isobutano, n-Pentano y para la sección de tratamiento con amina se seleccionó dietanolamina.

Para la selección de los compuestos pesados, pentanos en adelante, que se encuentran en la Gasolina Debutanizada, el Aceite Cíclico y el Aceite Decantado, los cuales, junto con los ligeros forman la alimentación, se generaron pseudocomponentes, mediante correlaciones con base en curvas de destilación y los grados API, en este caso se utilizaron datos de curva compuesta D86; HYSYS generó 53 pseudocomponentes. Estos pseudocomponentes tienen un manejo similar a los componentes normales, pero no pueden ser simulados en reacciones. La cantidad de pseudocomponentes generados depende de los intervalos que desee generar el usuario.

La información de las curvas de destilación para generar el efluente del reactor, son datos de operación de plantas FCC, ya que esta información no está detalladamente especificada en los datos de diseño, debido a que depende de la forma de operación del reactor y de las cargas de éste. Los datos de la curva de destilación que se alimentaron al simulador, para generar los pseudocomponentes fueron:

	<b>Gas. Debut.</b>	<b>Ac. Cíclico</b>	<b>Ac. Decant.</b>
<b>% Dest.</b>	<b>T (°F)</b>	<b>T (°F)</b>	<b>T (°F)</b>
<b>0</b>	114	437	449
<b>10</b>	154	501	669
<b>50</b>	248	554	789
<b>90</b>	384	663	935
<b>100</b>	438	752	1040
<b>Flujo vol. BSPD</b>	25984	6736	3424

Para cada tipo de aceite (gasolina debutanizada, aceite cíclico y aceite decantado), se generó un ensayo, y cada uno de éstos generó alrededor de 18 componentes en promedio. Los resultados de este análisis se presentan en el capítulo de resultados de la simulación.

**3.- Selección de unidades:** Se deben seleccionar las unidades en las que se van a especificar las variables de entrada y en las que se desean obtener los reportes de salida. Es posible escoger unidades de diferentes sistemas para las variables, incluso se pueden especificar diferentes unidades en cada operación unitaria y no es necesario que las unidades de entrada y salida sean iguales. En el presente trabajo se utilizan las unidades pertenecientes al sistema inglés; la razón por la que se escogió este sistema se basa en el hecho de que la información que obtuvimos del proceso real está reportada en dichas unidades.

**4.- Definición de la corriente de alimentación.** Después de la declaración de los componentes y el método de solución, este paso fue el primero. De hecho, uno de los problemas en la simulación de la planta FCC, es determinar la corriente de entrada a la fraccionadora principal. Debido a que tomar muestras de esa corriente es sumamente peligroso, no se disponen de datos de operación. La manera de determinarlos es con base en todos los productos que se obtienen al final del fraccionamiento en la planta. En el caso de los ligeros, se tiene información componente por componente. Y para el caso de pentanos en adelante, solo se disponen de curvas de destilación. Con la mezcla los pseudocomponentes generados, que a su vez forman las diferentes fracciones y los ligeros, se tiene la corriente del efluente de reactor que es la alimentación a la fraccionadora principal.

El resto de las corrientes de alimentación son entradas de vapor y condensados a las condiciones que requiere el proceso.

Las corrientes de alimentación deben tener la siguiente información: nombre de la corriente, flujo de cada componente (si se omite o se considera cero a alguno) y condiciones de la corriente, como temperatura y presión, presión y fracción de vapor, temperatura y fracción de vapor.

**5.- Partir el proceso en bloques de operaciones unitarias y escoger el modelo para cada bloque:** Este paso se realizó en dos etapas: primero se simuló el proceso considerando a las torres con condensador, rehervidor y demás accesorios como una sola entidad; posteriormente, con los datos arrojados por esta simulación se procedió a partir las torres en cada una de las operaciones unitarias que las conforman, con el fin de obtener una simulación del proceso más apropiada.

Los modelos usados en la simulación de las operaciones unitarias fueron: torres de destilación, absorbedores primarios, absorbedores con reflujo, válvulas, cambiadores de calor, separadores de dos y tres fases.

**6.- Especificación de las condiciones de operación:** En esta parte se deben definir cuáles de las variables de operación se van a especificar en cada operación unitaria. El número de variables que se deben especificar depende de la operación que deseamos representar. El simulador ofrece opciones de grupos de variables para especificar en cada operación unitaria. Lo importante, y no tan sencillo, es elegir el conjunto de variables adecuado, de forma que la simulación converja, y lo

haga de la manera más adecuada posible, ya que el hecho de definir variables permitidas no garantiza que el sistema llegue a la convergencia.

Esquema de Simulación:

- a. *Corriente de alimentación:* Una vez generados los pseudocomponentes para cada fracción, y generada la mezcla para las diferentes fracciones: Aceite cíclico, Gasolina debutanizada y Aceite decantado, se instalan cada uno en una corriente, se especifican sus condiciones y se mezcla con la corriente definida con los componentes ligeros, la corriente resultante de esta mezcla se alimenta al fondo de la fraccionadora principal.
- b. *Fraccionadora Principal:* Para la fraccionadora principal se utilizó el modelo de columna de destilación, al seleccionar esta plantilla, HYSYS crea una columna con rehervidor y condensador.

Al instalar la columna, aparece la ventana de propiedades de la columna, el cual contiene una serie de páginas con información perteneciente a la columna, se puede acceder también al subespacio de la columna. Esta ventana de propiedades se usa para definir especificaciones, dar estimados, monitorear la convergencia, ver el resumen de las corrientes de producto y etapa por etapa, agregar bombas de calor y agotadores laterales, especificar parámetros dinámicos y definir otros parámetros de la columna como tolerancias de convergencia y reacciones.

Cuando la columna de destilación que se simula tiene rehervidor y condensador, se deben especificar mínimo tres variables. Por cada bomba de calor añadida a la columna, se deben especificar dos variables mas.

A esta columna se especificaron las siguientes variables:

- ✓ Flujo de destilado que sale del condensador.
- ✓ Flujo de Fondo.
- ✓ Flujo del producto del agotador lateral.
- ✓ Flujo de cada bomba de calor.

- ✓ Diferencia de la temperatura de salida y la temperatura de retorno de cada bomba de calor.
  - ✓ Presiones en el condensador, domo y fondo de la columna.
- c. *Sección de compresión de gas húmedo.* Al salir de la fraccionadora, el gas húmedo, que sale de la parte superior de la columna, después de la primera etapa de compresión, se mezcla con agua de lavado y se alimenta a un enfriador, después pasa por un decantador, que es un separador de tres fases, una fase gaseosa, una fase líquida de hidrocarburos y una fase de agua decantada; para después ir a la segunda etapa de compresión. La salida de hidrocarburos del decantador, se bombea a un mezclador que junto con agua de lavado, se mezclan con la salida del segundo compresor

Para la simulación de los compresores, es necesario especificar:

- ✓ La eficiencia adiabática del compresor.
- ✓ Presión de descarga.

Para la simulación de los enfriadores:

- ✓ Caída de presión.
- ✓ Temperatura de salida.

Para la simulación de los decantadores:

- ✓ Caída de presión en el tanque.
- ✓ Especificar cuál es la corriente de salida del agua.

Para la simulación de la bomba:

- ✓ Caída de presión o presión de descarga.
- ✓ Eficiencia adiabática.

- d. *Agotador-Absorbedor DA-103.* Para la simulación de esta columna se utilizó el modelo de absorbedor con rehervidor, al seleccionar esta plantilla HYSYS crea una columna solo con rehervidor.

Al igual que en la fraccionadora principal, al instalar la columna aparece la ventana en donde se declaran todas las especificaciones de la columna.

Esta columna consta con tres bombas de calor, dos corrientes de alimentación y dos salidas laterales, además de la salida de producto del domo y de fondos del rehervidor.

Las especificaciones de esta columna fueron:

- ✓ Flujo de las dos salidas laterales.
- ✓ Flujo de salida del domo.
- ✓ Flujo de salida del fondo.
- ✓ Flujo de las tres bombas de calor.
- ✓ Diferencia de la temperatura de salida y la temperatura de retorno de cada bomba de calor.
- ✓ Estimados de presión en el domo, en el fondo y el rehervidor.

Las dos salidas laterales son recirculadas hasta después de la sección de compresión, para mezclarse con la corriente que viene de la compresión de gas húmedo, y entrar como una de las alimentaciones a esta columna

- e. *Absorbedor Secundario DA-104.* La corriente que sale del domo del agotador-absorbedor es enviada al absorbedor secundario, en el cual fluye en contracorriente con una corriente de líquido extraída de la primera bomba de calor de la fraccionadora principal.

Debido a que el modelo utilizado fue el de un absorbedor, y las corrientes de entrada estaban ya definidas por la simulación, lo único que se especificó fue:

- ✓ Presión en el domo y en el fondo de la columna.
- f. *Debutanizadora DA-105.* La corriente del fondo del agotador-absorbedor, se calienta y entra a la debutanizadora. Para la simulación de la debutanizadora se utilizó el modelo de columna de destilación, que consta de condensador y rehervidor.

A esta columna se le especificaron las siguientes variables:

- ✓ Flujo de destilado.
- ✓ Reflujo.
- ✓ Flujo de salida del fondo.

- ✓ Presiones del condensador, del domo, del rehervidor y del fondo.
- g. *Depentanizadora DA-106.* La salida del fondo de la debutanizadora, se enfría para ser alimentada a la depentanizadora, para la cual se utilizó también el modelo de columna de destilación. Esta columna consta de condensador y rehervidor.

Para esta columna se especificó lo siguiente:

- ✓ Flujo de destilado.
  - ✓ Valor del reflujo.
  - ✓ Flujo de salida del fondo.
  - ✓ Presiones del condensador, del domo, del rehervidor y del fondo.
- h. *Sección de Tratamiento con DEA.* Esta sección la cual consta de dos absorbedores, los cuales por medio de una entra de líquido a contracorriente que contiene una mezcla de agua y Dietanolamina (DEA), se le extrae a la corriente el  $H_2S$  que contiene. La salida del domo del agotador-absorbedor es alimentada al primer absorbedor. La salida del domo de la debutanizadora se alimenta al segundo absorbedor.

A estos absorbedores se les especificó:

- ✓ Presión en el domo y en el fondo de la columna.
- i. *Depropanizadora DA-107.* La salida de líquido del segundo absorbedor de la sección de tratamiento con DEA, es alimentada a la torre depropanizadora. Esta es una columna de destilación con condensador y rehervidor.

A esta columna se le especificaron:

- ✓ Relación de reflujo.
- ✓ Flujo de salida del fondo.
- ✓ Flujo de destilado.

**6.- Especificación de condiciones de diseño:** Muchas veces existen condiciones en el diseño que es importante conservar, ya que una pequeña alteración puede cambiar el comportamiento del proceso o las propiedades de los productos. En este caso sólo se debe de tener cuidado con la determinación de dichas condiciones para no sobre-especificar el proceso. Se puede dar el caso de

que si se añade una condición al proceso sea necesario modificar las condiciones de operación definidas, para que no existan redundancias que imposibiliten la convergencia.

**7.- Definición de los métodos de convergencia:** En la página de parámetros de cada columna, de selecciona el método de solución para llegar a la convergencia de las mismas, se utilizaron métodos con algoritmos basados en ciclos internos y externos, que utilizan modelos simples de equilibrio y entalpías en los ciclos internos para resolver todos los componentes y los balances de energía, así como cualquiera de la especificaciones; el ciclo exterior actualiza simplemente los modelos termodinámicos con cálculos rigurosos. La definición de métodos adecuados, además de garantizar la convergencia (en caso de que los datos estén alimentados correctamente), puede representar un ahorro de tiempo considerable, sobre todo en procesos con grandes dimensiones.

## CAPÍTULO 6 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN.

En esta sección se presentan los resultados obtenidos en la simulación del tren de recuperación de vapores. Primero se muestra el diagrama de flujo de proceso (DFP) completo, acompañado de una tabla con los valores de las corrientes reportadas, los valores de las corrientes obtenidas en la simulación y una comparación entre éstas; a continuación se muestra un diagrama de bloques del proceso, el cual representa la simulación del proceso incluyendo todos los equipos y accesorios reportados en el DFP.

En una simulación es difícil obtener con toda precisión los valores de las variables del proceso real; es por esto que existen ciertos rangos dentro de los cuales las diferencias entre los valores reales y los obtenidos en la simulación son aceptables. En la tabla siguiente se encuentra un criterio comúnmente utilizado:

FLUJOS: $\pm 2\%$
TEMPERATURAS: $\pm 5^{\circ} \text{F}$
PRESIONES: $\pm 2\%$

A continuación se presentan los resultados de la Simulación de la Planta Catalítica (FCC):



DA-101  
Fraccionadora Principal

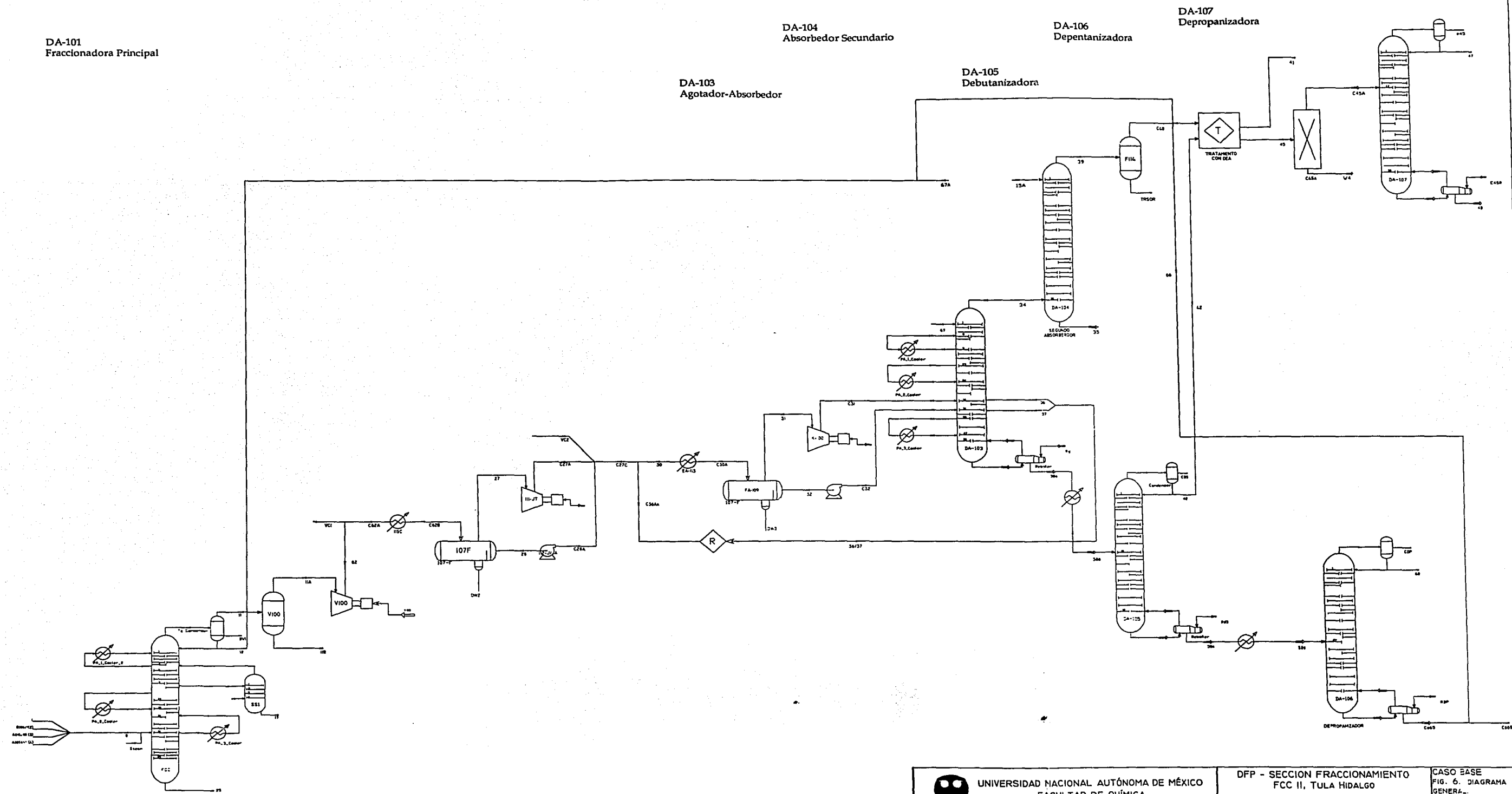
DA-104  
Absorbedor Secundario

DA-106  
Depentanizadora

DA-107  
Depropanizadora

DA-103  
Agotador-Absorbedor

DA-105  
Debutanizadora



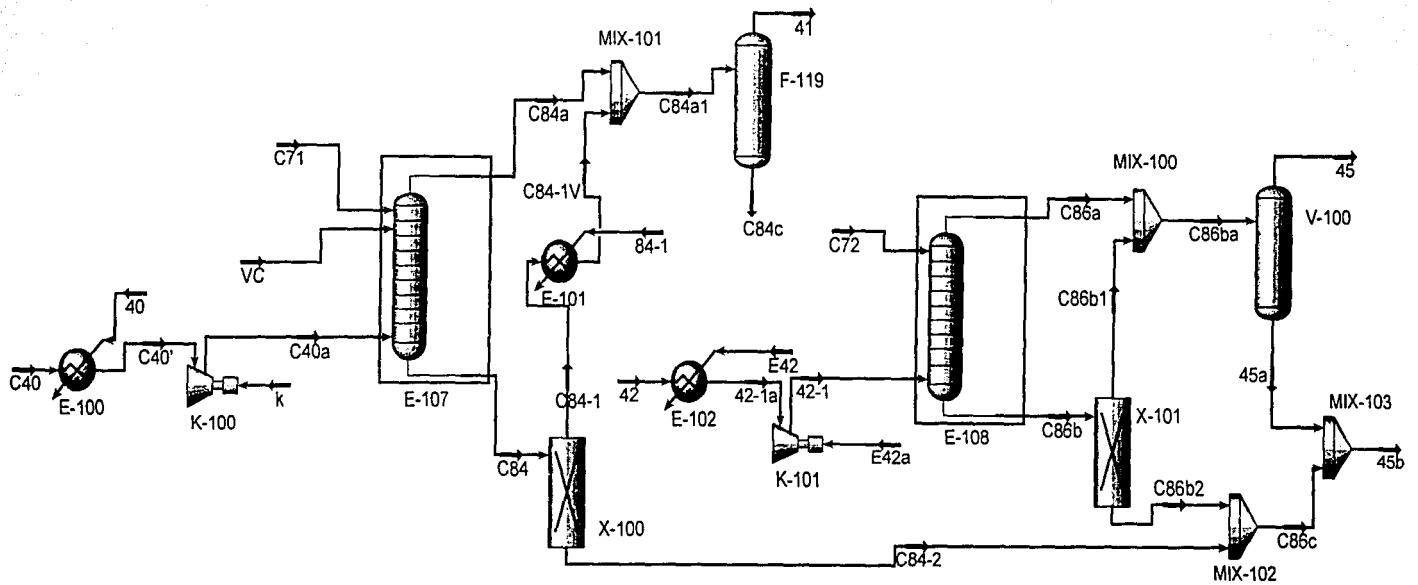
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA  
LAB. SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS, CONJ. E

DFF - SECCION FRACCIONAMIENTO  
FCC II, TULA HIDALGO

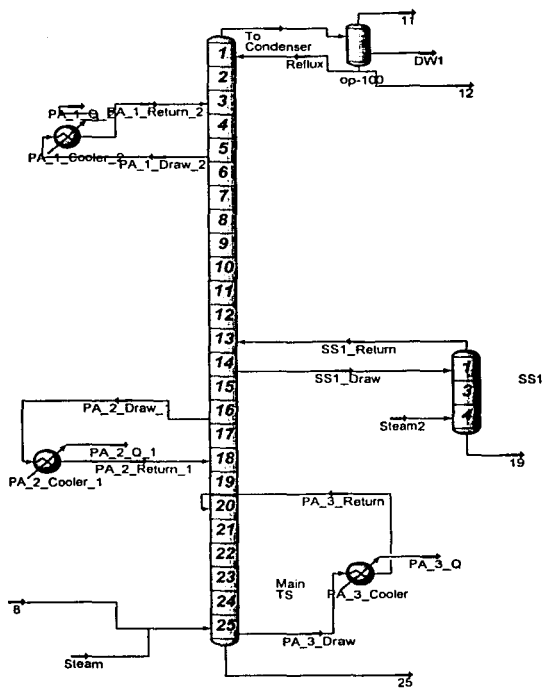
ELISA FABILA MONTOYA

CASO BASE  
FIG. 6. DIAGRAMA  
GENERA...

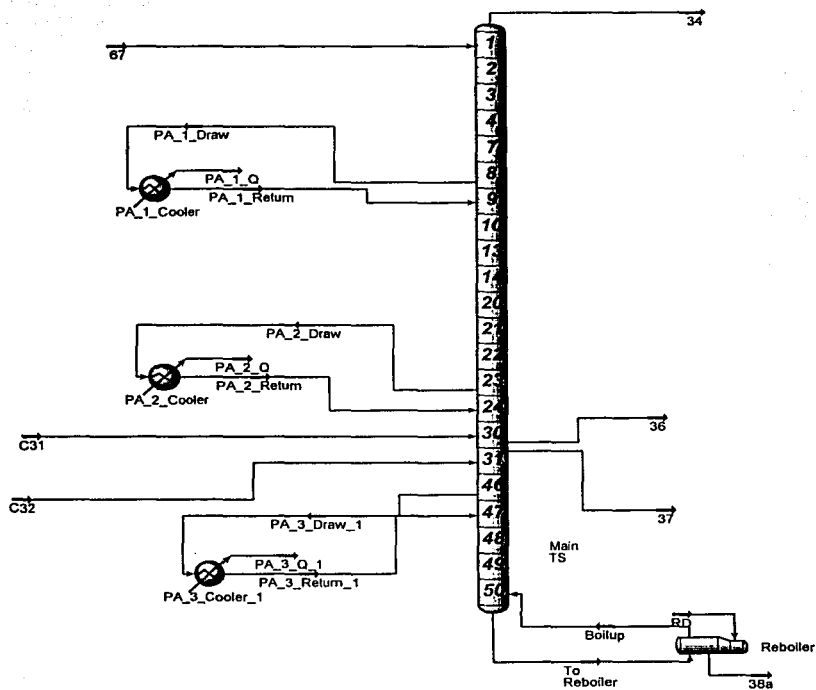
### Sección de Tratamiento con DEA



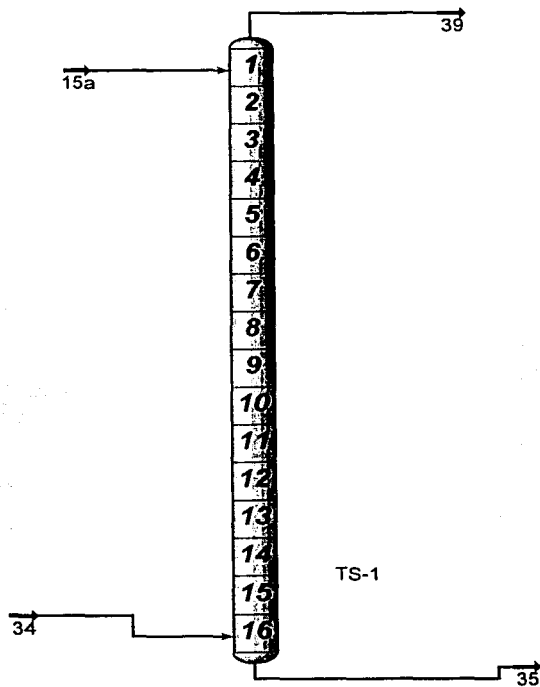
DA-101 Fraccionadora Principal  
Caso Base



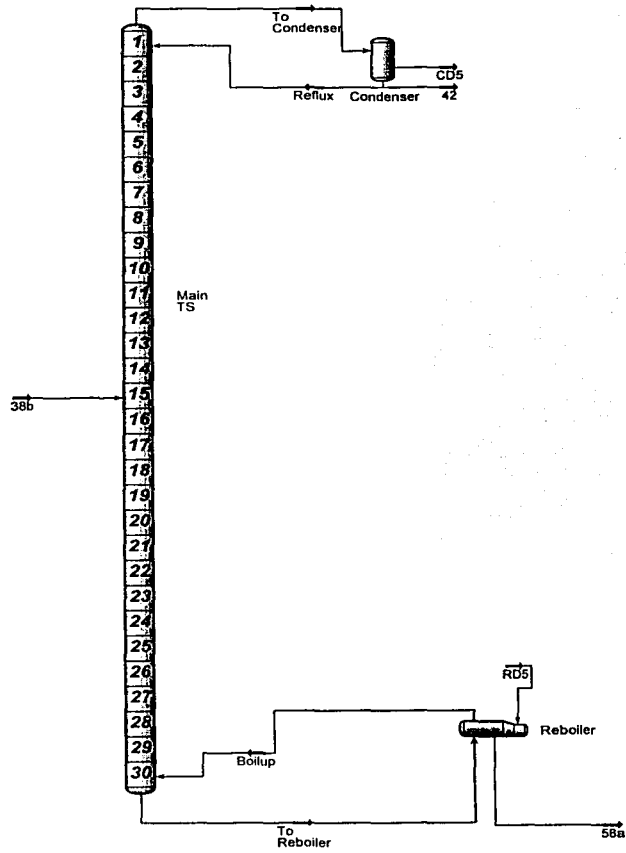
DA-103 Agotador-Absorbedor  
Caso Base



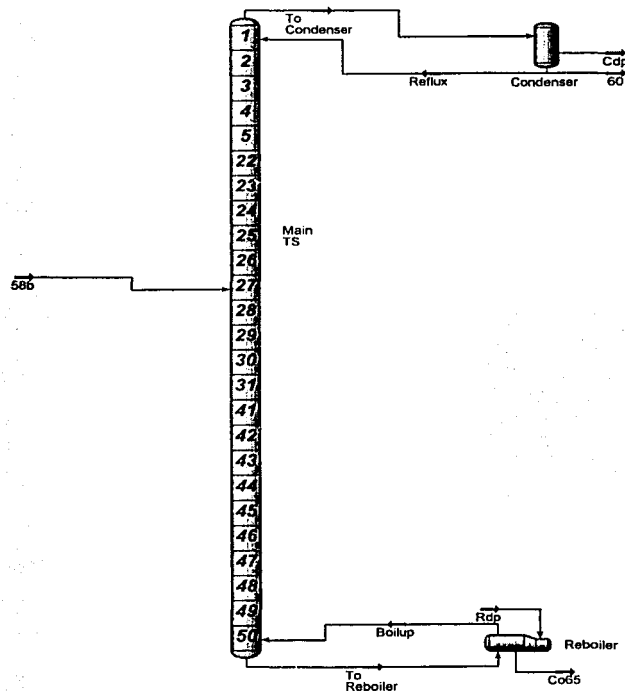
# DA-104 Absorbedor Secundario Caso Base



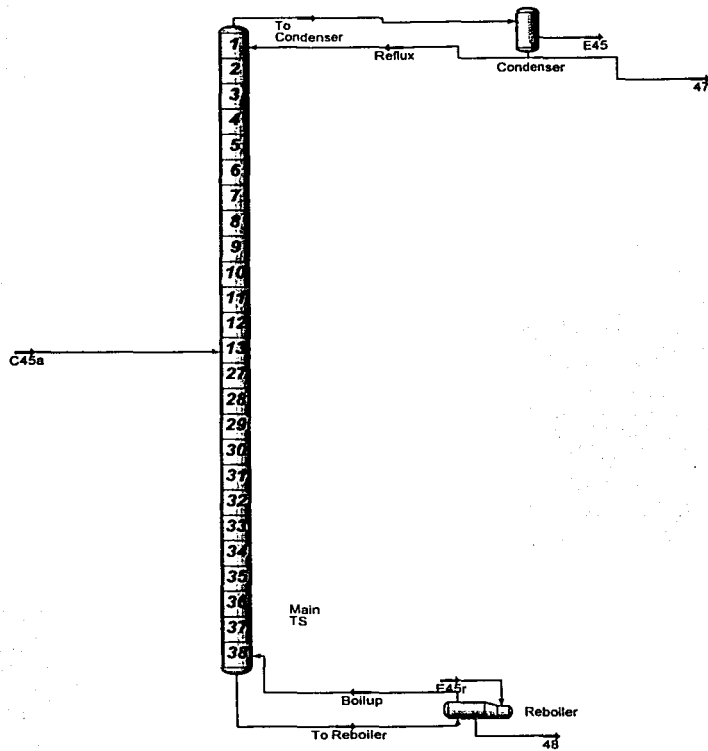
DA-105 Debutanizadora  
Caso Base



DA-106 Depentanizadora  
Caso Base



DA-107 Depropanizadora  
Caso Base





## RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

Caso base

Flujo (lb/hr)	1	Gdebut(2)	Aciclico(3)	Adecant(4)	8	Steam	11	11a	12	19	25
Hydrogen	857.000	0.000	0.000	0.000	857.000	0.000	856.538	856.538	0.408	0.000	0.000
H2O	29614.000	0.000	0.000	0.000	29614.000	2000.000	6979.276	6979.276	51.239	23.917	64.676
H2S	4911.000	0.000	0.000	0.000	4911.000	0.000	4820.475	4820.475	87.271	0.000	0.000
Nitrogen	4814.000	0.000	0.000	0.000	4814.000	0.000	4809.075	4809.075	4.565	0.000	0.000
CO	124.900	0.000	0.000	0.000	124.900	0.000	124.751	124.751	0.141	0.000	0.000
CO2	738.000	0.000	0.000	0.000	738.000	0.000	732.817	732.817	4.990	0.000	0.000
Methane	6608.000	0.000	0.000	0.000	6608.000	0.000	6589.314	6589.314	18.071	0.000	0.000
Ethane	5185.000	0.000	0.000	0.000	5185.000	0.000	5117.939	5117.939	66.345	0.000	0.000
Ethylene	4463.000	0.000	0.000	0.000	4463.000	0.000	4422.781	4422.781	39.662	0.000	0.000
Propene	20234.000	0.000	0.000	0.000	20234.000	0.000	19538.081	19538.08	692.300	0.000	0.000
Propane	10494.000	0.000	0.000	0.000	10494.000	0.000	10078.217	10078.22	413.809	0.000	0.000
1-Butene	31189.000	0.000	0.000	0.000	31189.000	0.000	28124.605	28124.60	3056.721	0.000	0.000
n-Butane	7338.480	0.000	0.000	0.000	7338.480	0.000	6496.474	6496.474	840.116	0.000	0.000
i-Butane	22627.000	0.000	0.000	0.000	22627.000	0.000	20665.834	20665.83	1955.724	0.000	0.000
n-Pentane+	0.000	279972.3	83121.7	44806.785	407900.77	0.000	58564.366	58564.37	201200.3	43028.76	94849.3
DEAmine	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Vap. Frac.	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0
T (°F)	971.700	971.700	971.700	971.700	414.985	970.989	125.311	125.311	125.311	217.577	694.540
P (psia)	29.000	29.000	29.000	29.000	289.696	29.000	21.330	21.330	21.330	188.1752	28.530
(lbmole/hr)	4939.788	2573.845	340.225	117.346	111.018	7971.204	4244.556	4244.556	1899.540	198.5462	138.888
MassFlow(lb/hr)	149197.380	279972.3	83121.7	44806.785	2000.000	557098.15	177920.54	177920.5	208431.7	43052.68	53305.1
LVF(barrel/day)	18378.723	25984.00	6736.000	3424.000	137.222	54522.723	21818.105	21818.1	19280.5	51.68725	4076.1
Heat (Btu/hr)	-150130054	-68016201	-21092078.8	-11395901.9	-11312153	-250634235	-135849207	-135849207	-188768975	-7.4E+07	-28655128

Tabla 6.1. Tabla de corrientes para la Simulación del caso base (Fig 6.1-6.7)

Flujo (lb/hr)	37	38a	38b	15a	35	39	C40	42	58a	58b	41
Hydrogen	11.370	0.000	0.000	0.055	6.606	849.978	849.978	0.000	0.000	0.000	852.801
H2O	78.160	0.000	0.000	7.917	28.673	378.224	378.224	0.000	0.000	0.000	130109
H2S	2903.811	0.123	0.123	1.737	749.003	4170.699	4170.699	0.123	0.000	0.000	3823
Nitrogen	120.564	0.000	0.000	0.401	63.257	4750.910	4750.909	0.000	0.000	0.000	4767
CO	3.635	0.000	0.000	0.011	1.879	124.880	124.880	0.000	0.000	0.000	125.267
CO2	132.535	0.000	0.000	0.145	47.699	689.598	689.598	0.000	0.000	0.000	738.563
Methane	465.528	0.000	0.000	0.934	205.747	6404.347	6404.347	0.000	0.000	0.000	6425.55
Ethane	2052.741	0.002	0.002	1.513	565.355	4629.952	4629.951	0.002	0.000	0.000	4645.26
Ethylene	1114.303	0.000	0.000	1.089	362.444	4130.063	4130.062	0.000	0.000	0.000	4143.74
Propene	36728.975	16842.84	16842.84	9.492	835.289	2635.772	2635.772	16842.84	0.000	0.000	2639.99
Propane	11683.348	10100.19	10100.19	5.342	194.677	525.854	525.854	10100.19	0.000	0.000	526.529
1-Butene	5272.561	30031.54	30031.54	25.635	465.681	372.571	372.571	30030.47	1.070	1.070	372.260
n-Butane	1233.783	8527.974	8527.974	6.555	441.605	247.185	247.185	8526.459	1.515	1.515	246.841
i-Butane	4348.180	22446.24	22446.24	17.590	490.258	473.232	473.232	22445.96	0.279	0.279	472.935
n-Pentane+	3144.217	291001.0	291001.0	131727.59	133280.14	714.940	714.940	1696.448	289304.5	289304.5	0.000
DEAmine	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001
Vap. Frac.	1	0	0	0	0	1	1	0	0	0	1
Temp. (°F)	155.335	277.415	245	200	188.687	203.746	203.746	121.469	399.077	284	371.975
Pressure (psia)	246.043	250.696	250.696	237	235.7	233.7	233.7	147.696	155.696	56.996	214.7
(lbmole/hr)	1606.056	4422.238	4422.238	814.847	958.073	1553.867	1553.867	1722.196	2700.042	2700.042	8745.23
Mass Flow (lb/hr)	69293.711	378949.87	378949.87	131806	137738.311	31098.205	31098.201	89642.48	289307.39	289307.39	159888.3
LVFlow (barrel/day)	8999.144	37889.233	37889.233	11287.128	12046.449	5396.713	5396.712	10965.56	26923.676	26923.676	14223.45
Heat Flow (Btu/hr)	-15449582	-280494567	-288242862	-115210472	-119859371	-20742771.1	-20742768.2	-50063803	-216352849	-2.38E+08	-7.52E+08

Tabla 6.1. Tabla de corrientes para la Simulación del caso base (Continuación) (Fig 6.1-6.7)

Flujo (lb/hr)	VC1	62	C62A	C62B	27	28	DW2	C27A	C28A	VC2	C27C
Hydrogen	0.000	856.538	856.538	856.538	855.878	0.657	0.003	855.878	0.657	0.000	856.535
H2O	20000.00	6979.276	26979.28	26979.275	953.339	11.401	26014.536	953.339	11.401	20000.00	20964.7
H2S	0.000	4820.475	4820.475	4820.475	4671.401	138.360	10.715	4671.401	138.360	0.000	4809.8
Nitrogen	0.000	4809.075	4809.075	4809.075	4801.478	7.493	0.104	4801.478	7.493	0.000	4809.0
CO	0.000	124.751	124.751	124.751	124.518	0.232	0.001	124.518	0.232	0.000	124.750
CO2	0.000	732.817	732.817	732.817	724.016	8.286	0.515	724.016	8.286	0.000	732.302
Methane	0.000	6589.314	6589.314	6589.314	6558.972	30.342	0.000	6558.972	30.342	0.000	6589.3
Ethane	0.000	5117.939	5117.939	5117.939	5004.585	113.354	0.000	5004.585	113.354	0.000	5117.9
Ethylene	0.000	4422.781	4422.781	4422.781	4355.566	67.215	0.000	4355.566	67.215	0.000	4422.8
Propene	0.000	19538.08	19538.08	19538.08	18364.068	1174.013	0.000	18364.07	1174.013	0.000	19538.1
Propane	0.000	10078.22	10078.22	10078.22	9389.195	689.022	0.000	9389.195	689.022	0.000	10078.2
1-Butene	0.000	28124.60	28124.60	28124.60	23488.850	4635.755	0.000	23488.85	4635.755	0.000	28124.6
n-Butane	0.000	6496.474	6496.474	6496.474	5257.358	1239.116	0.000	5257.358	1239.116	0.000	6496.5
i-Butane	0.000	20665.83	20665.83	20665.83	17621.329	3044.505	0.000	17621.33	3044.505	0.000	20665.8
n-Pentane+	0.000	58564.37	58564.37	58564.37	20463.759	38100.610	0.000	20463.76	38100.61	0.000	58564.4
DEAmine	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Vap. Frac.	0	1	0.817	0.610	1	0	0	1	0	0	0.626
Temp. (°F)	90.000	236.529	186.580	105.000	105.000	105.000	105.000	225.614	106.130	90.000	172.029
Pressure (psia)	74.000	74	74	68.33	68.33	68.33	68.33	228	228	227	227
(lbmole/hr)	1110.180	4244.556	5354.735	5354.735	3266.020	644.343	1444.372	3266.020	644.343	1110.180	5020.54
Mass Flow (lb/hr)	20000.00	177920.544	197920.544	197920.5443	122634.311	49260.3614	26025.87368	122634.31	49260.361	20000	191894.7
LVFlow (barrel/day)	1372.220	21818.105	23190.3252	23190.32521	16309.0012	5095.45524	1785.868927	16309.001	5095.4552	1372.2202	22776.68
Heat Flow (Btu/hr)	-136031172	-127260427	-263291599	-287104013	-68675470	-41874112	-176554431	-62654060	-41825629	-1.36E+08	-2.41E+08

Tabla 6.1. Tabla de corrientes para la Simulación del caso base (Continuación) (Fig 6.1-6.7)

Flujo (lb/hr)	C36Aa	30	C30A	31	32	DW3	C31	C32	67	34	36
Hydrogen	24.634	881.169	881.169	866.128	15.035	0.006	866.128	15.035	0.000	856.528	13.264
H2O	159.758	21124.50	21124.50	452.410	106.448	20565.639	452.410	106.448	0.000	398.980	81.719
H2S	6158.464	10968.23	10968.23	7060.025	3881.673	26.527	7060.025	3881.673	140.000	4917.965	3259.80
Nitrogen	253.049	5062.021	5062.021	4899.744	162.089	0.188	4899.744	162.089	5.000	4813.765	132.504
CO	7.555	132.305	132.305	127.393	4.911	0.001	127.393	4.911	2.000	126.748	3.921
CO2	267.819	1000.121	1000.121	817.626	181.522	0.973	817.626	181.522	6.000	737.153	135.461
Methane	950.487	7539.802	7539.802	6905.252	634.549	0.000	6905.252	634.549	20.000	6609.160	485.113
Ethane	4236.285	9354.225	9354.225	6571.768	2782.456	0.000	6571.768	2782.456	79.000	5193.793	2186.7
Ethylene	2272.340	6695.121	6695.121	5175.662	1519.459	0.000	5175.662	1519.459	70.000	4491.416	1159.4
Propene	94372.70	113910.8	113910.8	53339.18	60571.605	0.000	53339.175	60571.60	747.500	3461.570	57624.9
Propane	31669.69	41747.9	41747.9	18283.37	23464.545	0.000	18283.365	23464.55	747.500	715.189	19996.7
1-Butene	17446.84	45571.4	45571.4	10538.34	35033.105	0.000	10538.339	35033.10	2714.33	812.617	12169.1
n-Butane	5216.884	11713.4	11713.4	2386.984	9326.373	0.000	2386.984	9326.373	2714.33	682.235	3983.7
i-Butane	14631.44	35297.3	35297.3	8803.491	26493.783	0.000	8803.491	26493.8	2714.30	945.900	10271.3
n-Pentane+	183427.5	241991.8	241991.8	4662.586	237329.24	0.000	4662.586	237329.2	234719.0	2267.496	180298
DEAmine	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Vap. Frac.	0.200	0.450	0.355	1	0	0	1	0	0	0.996	0
T (°F)	148.443	149.313	105	105	105	105	144.422	105.599	105.025	127.515	129.881
P (psia)	245.7980408	227	173.5	173.5	173.5	173.5	246	251	235.7	238.696	245.798
(lbmole/hr)	5742.476	10763.0	10763.02	3815.535	5805.096	1142.388	3815.535	5805.096	2241.127	1697.094	4136
MassFlow(lb/hr)	361095.4176	552990.1	552990.1	130889.9	401506.79	20593.334	130889.95	401506.8	244679.0	37030.52	291802
LVF(barrel/day)	40000.32617	62777.0	62777.00	18287.3	43076.245	1413.436	18287.321	43076.2	22681.7	6156.034	31000.8
Heat (Btu/hr)	-221208164	-461719025	-482220861	-47183869.6	-295456270	-139580721	-45322265.3	-295260735	-224827109	-25382969	-2.06E+08

Tabla 6.1. Tabla de corrientes para la Simulación del caso base (Continuación) (Fig 6.1-6.7)

Flujo (lb/hr)	45	W4	C45a	47	48	60	Co65	66	Co65a
Hydrogen	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H2O	185914.08	185914.1	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H2S	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Nitrogen	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO2	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Methane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Ethane	0.002	0.000	0.002	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Ethylene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Propene	17088.913	0.000	17088.91	17087.448	1.465	0.000	0.000	0.000	0.000
Propane	10247.749	0.000	10247.75	10244.317	3.432	0.000	0.000	0.000	0.000
1-Butene	30469.210	0.000	30469.21	665.111	29804.099	1.070	0.000	0.000	0.000
n-Butane	8651.031	0.000	8651.031	26.461	8624.569	1.515	0.000	0.000	0.000
i-Butane	22773.897	0.000	22773.90	1130.461	21643.435	0.279	0.000	0.000	0.000
n-Pentane+	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	34670.137	254634.38	34672.00	219962.4
DEAmine	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Vap. Frac.	1	0	0	0	0	0	0	0	0
Temp. (°F)	388.805	400.471	164.252	59.777	193.032	185.259	341.120	341.120	341.120
Pressure (psia)	246.7	246.7	246.7	118.696	216.696	51.696	61.696	61.696	61.696
(lbmole/hr)	12042.095	10319.9	1722.193	670.137	1052.056	475.722	2224.320	302.872	1921.448
Mass Flow (lb/hr)	275144.88	185914.1	89230.80	29153.801	60077.001	34673.002	254634.38	34672.00	219962.4
LVLFlow (barrel/day)	23690.875	12755.8	10935.12	3847.895	7087.227	3667.199	23256.477	3166.692	20089.79
Heat Flow (Btu/hr)	-1077458128	-1.205E+09	-46732391.2	-12924939.8	-34638647	-30504776.9	-200988908	-27367425	-173621483

Tabla 6.1. Tabla de corrientes para la Simulación del caso base (Continuación) (Fig 6.1-6.7)

## Tratamiento con DEA

Flujo (lb/hr)	C40	C40'	C40a	C71	VC	C84a	C84	C84-1	C84-2	C84-IV	C84a1
Hydrogen	852.761	852.761	852.761	0.000	0.000	851.478	1.284	1.284	0.000	1.284	852.761
H2O	379.543	379.543	379.543	132088.00	916.000	261.647	133143.30	133143.3	0.000	133143.3	133405
H2S	4184.565	4184.565	4184.565	155.000	0.000	3824.786	514.778	0.000	514.778	0.000	3825
Nitrogen	4766.772	4766.772	4766.772	0.000	0.000	4762.092	4.680	4.680	0.000	4.680	4767
CO	125.291	125.291	125.291	0.000	0.000	122.254	3.037	3.037	0.000	3.037	125.291
CO2	691.896	691.896	691.896	72.000	0.000	738.668	25.228	0.000	25.228	0.000	738.668
Methane	6425.679	6425.679	6425.679	0.000	0.000	6408.579	17.100	17.100	0.000	17.100	6425.68
Ethane	4645.360	4645.360	4645.360	0.000	0.000	4630.745	14.615	14.615	0.000	14.615	4645.36
Ethylene	4143.823	4143.823	4143.823	0.000	0.000	4139.027	4.796	4.796	0.000	4.796	4143.82
Propene	2644.560	2644.560	2644.560	0.000	0.000	0.000	2644.560	2644.560	0.000	2644.560	2644.56
Propane	527.602	527.602	527.602	0.000	0.000	0.000	527.602	527.602	0.000	527.602	527.602
1-Butene	373.805	373.805	373.805	0.000	0.000	0.000	373.805	373.805	0.000	373.805	373.805
n-Butane	248.006	248.006	248.006	0.000	0.000	0.000	248.006	248.006	0.000	248.006	248.006
i-Butane	474.805	474.805	474.805	0.000	0.000	0.000	474.805	474.805	0.000	474.805	474.805
n-Pentane+	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
DEAmine	0.000	0.000	0.000	33086.000	0.000	0.005	33086.624	0.000	33086.62	0.000	0.005
Vap. Frac.	1	1	1	0	0	1	0	0	0	1	0.98
Temp. (°F)	165.816	145.839	189.072	130.000	409.438	130.583	139.690	146.3	146	387.587	371.975
Pressure (psia)	233.7	233.7	300	215	275	214.7	216.696	216.7	216.7	216.7	214.7
(lbmole/hr)	1553.867	1553.867	1553.867	7652.947	50.846	1441.287	7816.374	7486.003	330.371	7486.003	8927
Mass Flow (lb/hr)	30484.468	30484.47	30484.47	165401	916	25739.282	171084.22	137457.6	33626.6	137457.6	163197
LVFlow (barrel/day)	5351.440	5351.440	5351.440	11151.069	62.848	4757.520	11809.345	9693.562	2115.783	9693.562	14451.1
Heat Flow (Btu/hr)	-20742768.2	-21035851	-20396912.9	-959813133	-5930188.1	-20022782.7	-966552933	-899055509	-66494769	-7.53E+08	-7.73E+08

Tabla 6.1. Tabla de corrientes para la Simulación del caso base (Continuación) (Fig 6.1-6.7)

Flujo (lb/hr)	41	42	42-1a	42-1	C86b	C86b1	C86b2	C86ba	C86c	45	45b
Hydrogen	852.758	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H2O	130129.533	0.000	0.000	0.000	185944.00	185944.00	0.000	185944.0	0.000	185944.0	0.000
H2S	3823.235	0.125	0.125	0.125	218.125	0.000	218.125	0.000	732.903	0.000	732.903
Nitrogen	4766.749	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO	125.263	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO2	738.568	0.000	0.000	0.000	101.000	0.000	101.000	0.000	126.228	0.000	126.228
Methane	6425.594	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Ethane	4645.279	0.002	0.002	0.002	0.002	0.002	0.000	0.002	0.000	0.002	0.000
Ethylene	4143.765	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Propene	2640.019	17089.08	17089.08	17089.075	17089.075	17089.075	0.000	17089.08	0.000	17089.08	0.000
Propane	526.529	10247.75	10247.75	10247.749	10247.749	10247.749	0.000	10247.75	0.000	10247.75	0.000
1-Butene	372.255	30468.83	30468.83	30468.829	30468.829	30468.829	0.000	30468.83	0.000	30468.83	0.000
n-Butane	246.841	8651.031	8651.031	8651.031	8651.031	8651.031	0.000	8651.031	0.000	8651.031	0.000
i-Butane	472.935	22773.90	22773.90	22773.897	22773.897	22773.897	0.000	22773.90	0.000	22773.90	0.000
n-Pentane+	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
DEAmine	0.001	0.000	0.000	0.000	45577.000	0.000	45577.000	0.000	78663.62	0.000	78663.6
Vap. Frac.	1	0.2	1	0.35	0	1	0	1	0	1	0
Temp. (°F)	371.975	121.469	138.669	168.650	327.067	389.185	743.963	388.805	388.805	388.805	531.985
Pressure (psia)	214.7	147.696	147.696	249	248.7	248.7	248.7	246.7	216.7	246.7	216.7
(lbmole/hr)	8745.231	1722.196	1722.196	1722.196	12484.280	12042.095	442.185	12042.1	772.556	12042.1	772.556
Mass Flow (lb/hr)	159909.325	89230.71	89230.71	89230.708	321070.71	275174.58	45896.125	275174.6	79522.75	275174.6	79522.8
LVFlow (barrel/day)	14224.871	10935.11	10935.11	10935.110	26570.261	23692.905	2877.356	23692.9	4993.139	23692.9	4993.1
Heat Flow (Btu/hr)	-752109217	-46553350	-35388512.8	-42240230.1	-1.345E+09	-1076307462	-76251309.9	-1.076E+09	-142746079	-1.08E+09	-1.43E+08

Tabla 6.1. Tabla de corrientes para la Simulación del caso base (Continuación) (Fig 6.1-6.7)

## **CAPÍTULO 7. OPTIMIZACIÓN DE LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO. PROPUESTA DE MEJORAS.**

El problema de la Optimización de Procesos es, la proposición de una estrategia que sea capaz de incorporar en ella las características fisicoquímicas, parámetros de diseño y condiciones de operación, del proceso que se desea modelar.

Estas características deberán influir en los parámetros de concepción del proceso total, de tal forma que un manejo matemático de estos resulten en las mejores condiciones en las cuales el proceso podrá ser desarrollado.

Para la optimización de la planta FCC, o la identificación de las propuestas de mejoras potenciales, es necesario establecer apropiadamente las deficiencias de los equipos.

La sección de recuperación de vapores puede tener varias deficiencias que pueden ser evitadas por medio de una optimización global. Algunos de los problemas a optimizar se mencionan a continuación:

- Balance de presión: en el soplador de aire para el compresor de gas húmedo.
- Integración térmica de la fraccionadora principal y la planta de gas.
- Recuperación de productos de la planta de gas y la sección de la fraccionadora.

La fraccionadora principal de la FCC tiene comúnmente una caída de presión de 5 a 3 psi, mientras que si se empaca la fraccionadora se tiene una caída de presión de 1 psi. Estos 4 o 2 psi nos pueden ayudar a aumentar la capacidad de la planta o disminuir los requerimientos de energía de los compresores.

Las plantas FCC son una parte integral de las refinerías en la obtención de gasolina, por lo cual están sujetas a ampliaciones. Los equipos que más limitan esto son los equipos rotatorios y la fraccionadora principal. Al empacar la fraccionadora principal, y con esto reduciendo la caída de presión a lo largo de él, se generan beneficios como el aumento en la presión de succión del compresor, lo que ocasiona el poder manejar flujos mayores o una disminución en los



requerimientos de energía. Por otra parte, una disminución en la presión de descarga del soplador de aire, consecuentemente puede manejar mayor flujo.

Adicionalmente este cambio en la caída de presión permite realizar mejoras en la recuperación de calor. Esto lleva a un sistema simplificado de condensación en el domo, causando una reducción adicional en la caída de presión.

Al colocar un empaque estructurado a lo largo de la fraccionadora, como ya se dijo, se tiene un aumento en la presión del domo, y por lo tanto un aumento en la presión de succión del compresor de gas húmedo. La sección de compresión consta de compresores centrífugos, los cuales desarrollan una determinada cabeza para diferentes flujos de entrada. Es importante entender que la curva de funcionamiento está basada en la capacidad en unidades volumétricas. Por lo tanto, la densidad juega un papel muy importante en la capacidad de compresión del equipo, entonces, la capacidad en unidades de masa puede ser incrementada mediante la disminución de la cabeza politrópica y/o el aumento de la densidad del gas.

La cabeza politrópica puede ser reducida incrementando la presión de succión, disminuyendo la temperatura de entrada o disminuyendo la presión de descarga. La presión de descarga del compresor se arregla por la presión de la unidad de recuperación del gas, y generalmente no se puede disminuir sin pérdidas significativas de moléculas de  $C_3$  al gas combustible, por lo que la presión de descarga está fija, ya que esto afectaría la recuperación de este compuesto. El peso molecular en el compresor generalmente está fijado de acuerdo con las condiciones en el efluente del reactor. Si se trata de aumentar el peso molecular en el domo de la fraccionadora a una composición constante del efluente del reactor, se requiere una mayor temperatura en el domo de la fraccionadora (para mantener el material más pesado en el vapor). Para la mayoría de los equipos esto es contraproducente. El aumento del volumen debido a la temperatura aumentada en el condensador pesa más que el beneficio ganado por el mayor peso molecular.

Esto deja el aumento de la presión de succión del compresor de gas húmedo como la opción de mejoramiento más atractiva. La densidad del gas aumenta conforme aumenta la presión de succión del compresor, permitiendo un mayor flujo con unas condiciones de volumen constantes a la entrada del compresor de gas húmedo.

La mayor parte de los costos de energía en los procesos de separación están asociados con los compresores, rehervidores y condensadores. Para reducir estos costos de operación, se han

diseñado esquemas, los cuales muchas veces a pesar de reducir los requerimientos de energía, requieren de inversiones adicionales de equipo, causado que el nuevo esquema sea, en un principio poco atractivo. Actualmente con el aumento del costo de la energía, y la disminución del costo de equipo, muchos de estos esquemas se han vuelto industrialmente comerciales. Además estos procesos son termodinámicamente más eficientes; esta disminución en el gasto de energía, ayuda a reducir la contaminación del medio ambiente, un factor importante que se debe considerar en el diseño actual de procesos. Reducir la cantidad de servicios, representa una importante reducción en el consumo de energía.

Otra opción de mejoramiento, por lo tanto, es considerar opciones de mejoramiento de la eficiencia de la energía, cambios en el esquema de flujo de proceso y límites en el sistema de los equipos para encontrar una solución de costo mínima.

Una unidad FCC tiene un buen número de fuentes potenciales de calor como bombas de calor y corrientes de producto y ciertos puntos disponibles con necesidades de calor como los rehervidores de la planta de gas, o servicios como la generación de vapor de calentamiento o condensados.

La clave para realizar los mejoramientos en la eficiencia de la energía es unir las fuentes de generación de calor con las necesidades del mismo.

Algunas consideraciones importantes que se deben hacer para realizar una mejora en la eficiencia energética son:

*En cuanto a los equipos de Destilación:* Temperaturas de las fuentes y requerimientos de calor.

- Número de bombas de calor presentes en el proceso.
- Localización de las salidas de las corrientes de producto.
- Rehervidores existentes en la planta de gas.

*Cambios en el flujo de proceso:* Agregar un servicio de intercambio de calor o cambiar un servicio existente.

Las unidades FCC consumen una cantidad considerable de energía. La corriente de producto del reactor se alimenta a la columna principal y contiene una gran cantidad de calor. La corriente del efluente del reactor entra a la fraccionadora principal a una temperatura de aproximadamente 970 °C.

La alimentación de la fraccionadora principal contiene una gran cantidad de energía, la cual se puede recuperar intercambiando con otras corrientes en la planta. El calor que no sea recuperado por medio del intercambio con otras corrientes de la planta se puede remover con aire o agua. Los enfriadores en el condensador y los productos, y las bombas de calor de la fraccionadora principal de la planta FCC son todas fuentes de pérdida de calor.

Para identificar las mejoras potenciales del rendimiento energético se debe comenzar cuantificando las áreas específicas de pérdidas de calor.

Las mejoras en la tecnología del reactor FCC y los catalizadores han aumentado la conversión, reduciendo la producción de gas y aumentando la producción de gasolina y el rendimiento de las olefinas y aumentando también la alimentación para la unidad de alquilación. Así pues, hay más gasolina e hidrocarburos ligeros y menos aceite cíclico ligero y mezclado en el efluente del reactor.

Estos cambios en las composiciones del reactor han hecho la recuperación de energía una tarea más difícil. La gasolina condensa a bajas temperaturas, mientras que el LCO y el aceite mezclado condensan a temperaturas mucho mayores en la fraccionadora principal.

El efluente del reactor es fraccionado primero en la columna principal, mientras que la gasolina y los componentes más ligeros se separan en la planta de gas.

El producto del fondo de la columna principal incluye todo aquello más ligero que el LCO. Estas composiciones de producto determinan las temperaturas de operación en la fraccionadora principal.

Para mejorar el rendimiento energético se requiere que el calor esté disponible a una temperatura a la cual se pueda ser transferida a otra corriente de proceso. La cantidad de calor disponible en la fraccionadora principal a un nivel de temperatura dado es función de la composición del reactor.

Las fuentes de calor utilizadas en este proceso se muestran a continuación:

Fuentes Potenciales de calor	Temperatura (°F)	Carga (Btu/hr)
Corriente 25. Producto de fondos de la fraccionadora principal.	694.3	-28740000
Corriente 19. Producto del agotador lateral de la fraccionadora principal.	423.6	-70040000

Tabla 7.1. Corrientes utilizadas como fuentes importantes de calor.

La planta cuenta con un absorbedor primario y un absorbedor secundario, una columna debutanizadora, una columna depentanizadora, una columna depropanizadora, una sección de tratamiento con dietanolamina (DEA), y otros equipos menores como compresores, decantadores, etc. Con excepción de los dos absorbedores y los equipos menores, las demás columnas cuentan con rehervidor, lo que las hace una fuente de requerimiento de calor. (Tabla 7.2)

Equipo	Corriente	Carga (Btu/h)	Temperatura (°F)
Rehervidor Torre DA-103	RD	4.93E+07	212.9
Rehervidor Torre DA-105	RD5	5.71E+07	362.7415
Rehervidor Torre DA-106	Rdp	4.08E+07	319.5
Rehervidor Torre DA-107	E45r	1.73E+07	191.9

Tabla 7.2. Requerimientos de calor.

La cantidad de calor que puede ser intercambiada a una temperatura dada es función del servicio, requerimientos de carga o limitaciones de las corrientes a calentar como su flujo y/o temperatura.

El siguiente paso es cuantificar la cantidad de calor que puede ser intercambiada. Se deben determinar las cargas de los rehervidores (Tabla 7.2) y las limitaciones de los sistemas de servicios.

Una vez definidos y cuantificados los equipos con requerimientos de energía, se debe identificar la energía recuperable.

La fraccionadora principal es una fuente importante de energía recuperable. Su esquema de flujo de proceso determina ampliamente las fuentes de calor, la cantidad de calor y sus respectivas temperaturas.

Las cargas de las bombas de calor son función del balance de calor de la columna. Los rendimientos deseados de los productos ajustan el balance de calor. El fraccionamiento mejora mientras mas calor sea removido de la columna. Esto, junto con el aumento en el rendimiento de la gasolina en el reactor, aumenta además la cantidad de calor requerida o baja temperatura si se mantiene el fraccionamiento del producto gasolina/LCO.

Las bombas de calor de la fraccionadora principal y el calor de las corrientes de producto deben ser intercambiadas con las corrientes con requerimientos de calor disponibles. Estos servicios de intercambio de calor pueden hacerse funcionar en paralelo o en serie, dependiendo de los objetivos del fraccionamiento y las limitaciones hidráulicas.

**RESULTADOS DE LAS PROPUESTAS.**Torre Fraccionadora DA-101.

Para el caso de una planta en operación es recomendable el uso de empaques en la torre fraccionadora si se pretende ampliar la capacidad de la planta, ya que esto permite un manejo de entre el 10 a 20% más de carga, sin necesidad de hacer el cambio de los equipos rotatorios principales o el cuerpo de la fraccionadora. En el caso de la construcción de una nueva planta, la fraccionadora podría ser de un diámetro menor, ocupando así compresores y sopladores de menor potencia. Los cambios a la fraccionadora principal se realizaron de manera que las especificaciones de los productos se mantuvieran iguales al diseño original. Es por esto que se requirió la simulación de la planta completa para cada una de las propuestas.

Como se mencionó anteriormente, el empaque la torre, da un resultado de la caída de presión a lo largo de la torre de alrededor de 1 psi. Este cambio ocasiona que la presión en el condensador aumente 2 psi. Este aumento de presión, causa una disminución en la potencia del compresor. Con esta propuesta la potencia se reduce a 3141 HP. La temperatura del fondo de la torre aumentó solo dos grados, mientras que la temperatura del domo aumentó a 329.9 °F, y en el condensador a 129.7 °F.

Propuesta de mejoramiento del rendimiento energético de la planta.

Excepto cuando se dispone de un agente material de separación combustible y los productos pueden contaminarse, todos los procesos de separación requieren adición de energía en forma de calor y/o trabajo. Históricamente los costos de la energía en los procesos siempre han sido importantes en comparación con los costos de depreciación del equipo. Sin embargo, en los últimos años los costos de la energía se han hecho relativamente más significativos. Por tanto, es interesante determinar las necesidades teóricas mínimas de energía para realizar un proceso y tratar de encontrar un proceso práctico que se acerque a este límite o que minimice el empleo de formas de energía costosas.

Debido a que los rehervidores de los absorbedores y columnas de destilación presentes en el proceso, requieren grandes cantidades de servicio de calentamiento (vapor), y esto representa un gran impacto en cuanto a los costos de operación esta propuesta se basa en reemplazar dichos

equipos, utilizando corrientes de proceso como fuentes de obtención de calor para el ahorro de estos servicios.

En esta propuesta se manejó, el reemplazar enfriadores, calentadores y/o rehervidores por intercambiadores de proceso, para los cuales se utilizaron fuentes de calor. En este caso, la fuente utilizada fue la corriente de producto de la fraccionadora principal, ya que debido a las condiciones de operación de la columna, sus corrientes de producto son fuentes potenciales de calor.

La corriente de producto del fondo de la fraccionadora principal sale a muy alta temperatura. Es por eso que fue esta corriente la que se decidió fuera la más importante fuente de calor en esta propuesta, pero debido a que la carga térmica de esta corriente es muy alta, se dividió antes de utilizarla para el intercambio.

Las condiciones de temperatura de esta corriente se aprovechan en el reemplazo del rehervidor del absorbedor primario (DA-103), el cual se reemplaza por un intercambiador de calor, en el cual la corriente caliente es la de producto del fondo de la fraccionadora principal y la corriente fría es la corriente que sale del fondo del absorbedor, para después dividirse y regresar la parte vaporizada al fondo de la columna. Debido a la alta temperatura de la corriente de la fraccionadora, la corriente de producto del absorbedor primario, es obtenida también a una temperatura mucho más alta que la necesaria. Para aprovechar esta energía, se sustituyó también el rehervidor de la columna debutanizadora (DA-105) por un intercambiador de proceso, en donde la corriente de entrada a dicha columna intercambia calor primero con el fondo de la torre, para después ser alimentada a más baja temperatura, y que caliente la corriente de regreso de vapor al último plato de la torre. Lo mismo se hizo para sustituir el rehervidor de la columna depentanizadora (DA-106 Depentanizadora), esto es, enfriar primero la corriente de alimentación, intercambiándola con la corriente de salida del fondo de la columna. Para la torre depropanizadora (DA-106), se utilizó también la corriente de producto del fondo de la fraccionadora principal, ya dividida, para reemplazar el rehervidor la columna por un intercambiador de proceso. Los requerimientos totales de energía de la planta se muestran en la siguiente tabla:

Nombre	Carga (Btu/hr)	Equipo
Ec	8577353.957	Compresor 111-J
Ec2	5974775.99	Compresor 111-JT
Eb2	48187.35552	Bomba 112-J/JA
E31	1835823.226	Compresor K-100
E32	195175.5479	Bomba P-100
RD	53122286.79	Rehervidor Torre DA-103 *
RD5	46475900.12	Rehervidor Torre DA-105 *
Rdp	21081257.54	Rehervidor Torre DA-106 *
E45r	17246063.41	Rehervidor Torre DA-107 *
<i>Tratamiento con DEA</i>		
Nombre	Carga (Btu/hr)	Equipo
k	642441.6977	Compresor k-100
84-1	145664738.8	Calentador E-101
E42	11484633.76	Calentador E-102
E42a	-6862226.821	Compresor k-101

*Tabla 7.3. Requerimientos totales de energía de la planta.*

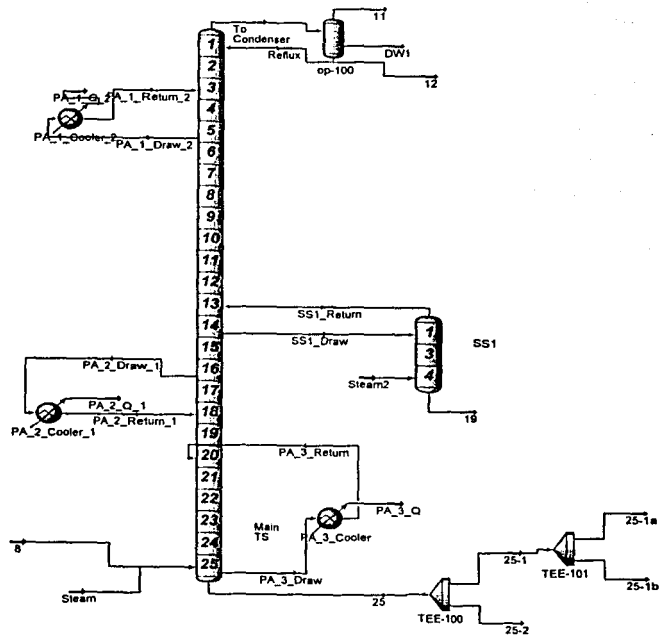
*\* Equipos a reemplazar en esta propuesta de mejora.*

El valor total de las cargas reemplazadas en esta propuesta (\*), es de **137925507.9 Btu/hr.**

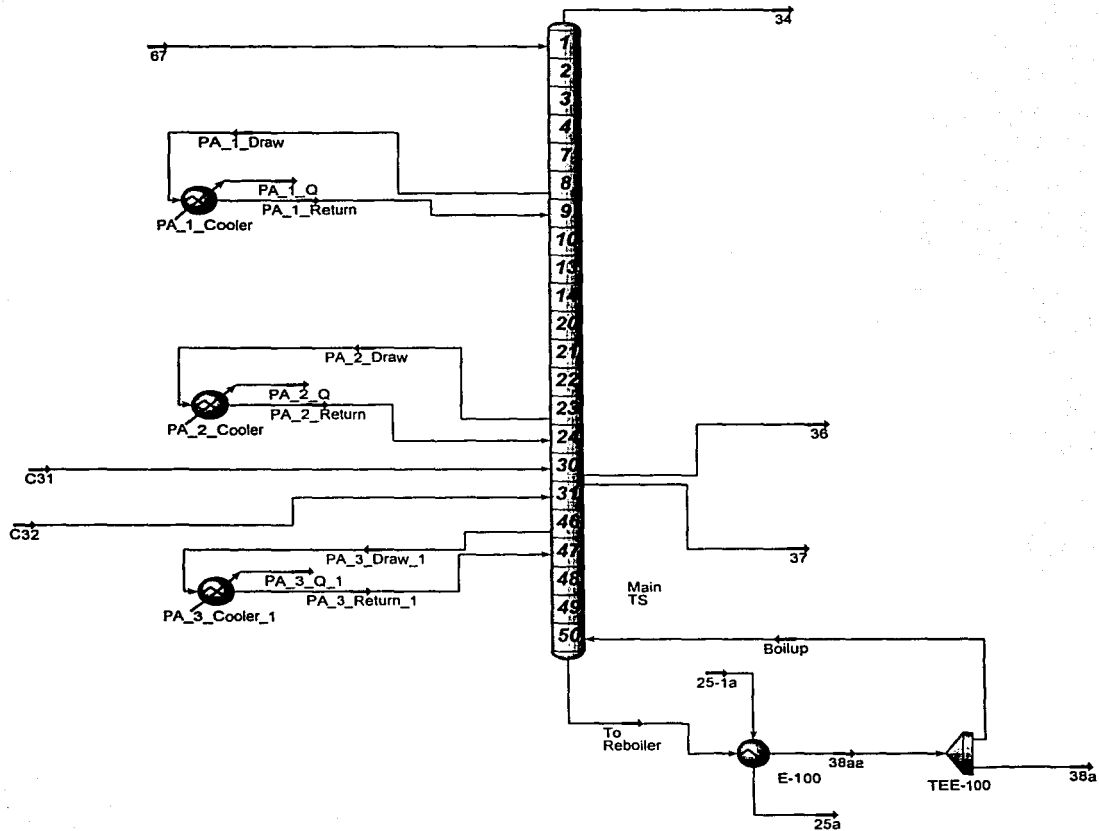
Tomando un costo para el vapor de calentamiento de \$1.66/10<sup>6</sup>Btu y \$1.60/1000 lb, se tiene un valor total de 14309.77 lb/hr de vapor de calentamiento. Si se toma como base un día de operación de 24 horas y un año con 350 días de operación, el ahorro potencial anual de vapor de calentamiento es de **\$192,323.33/año.**



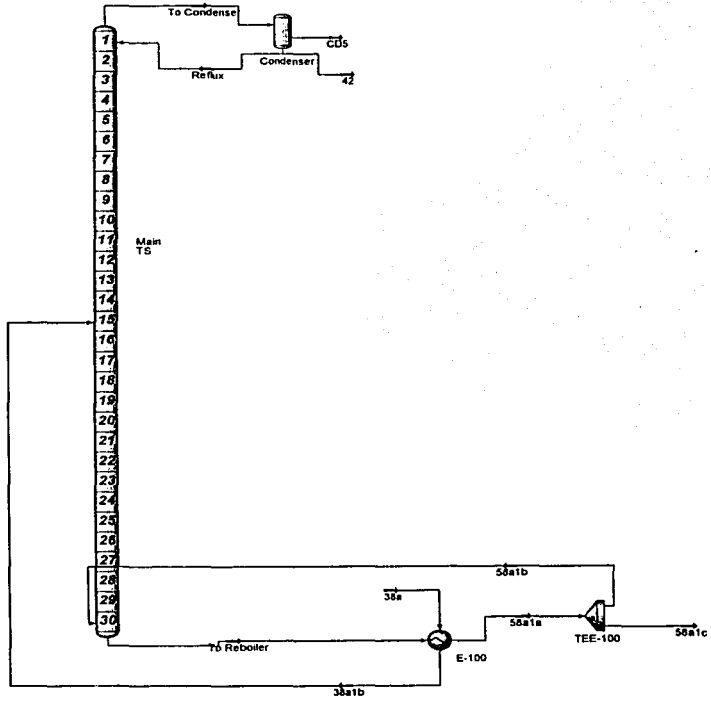
DA-101 Fraccionadora Principal  
Propuesta de mejoras



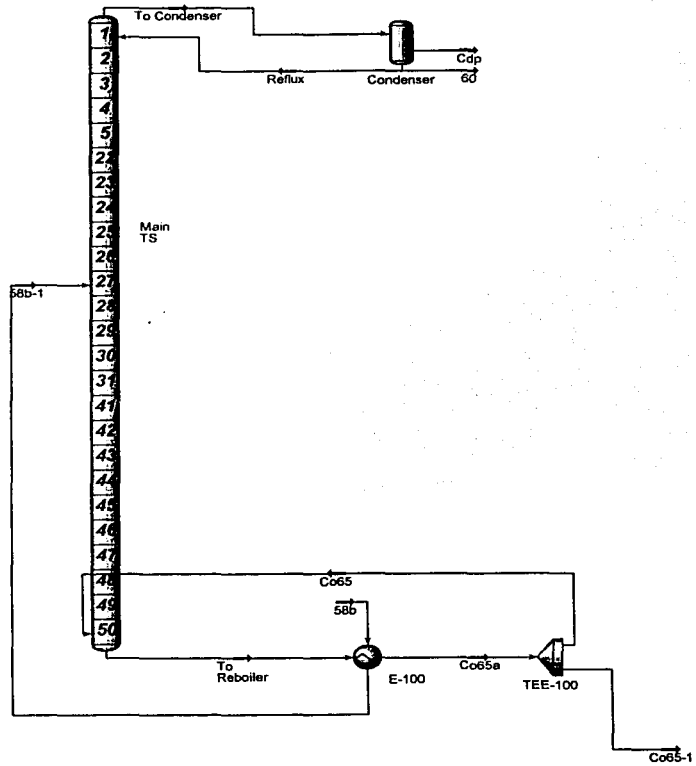
DA-103 Agotador-Absorbedor  
Propuesta de mejoras



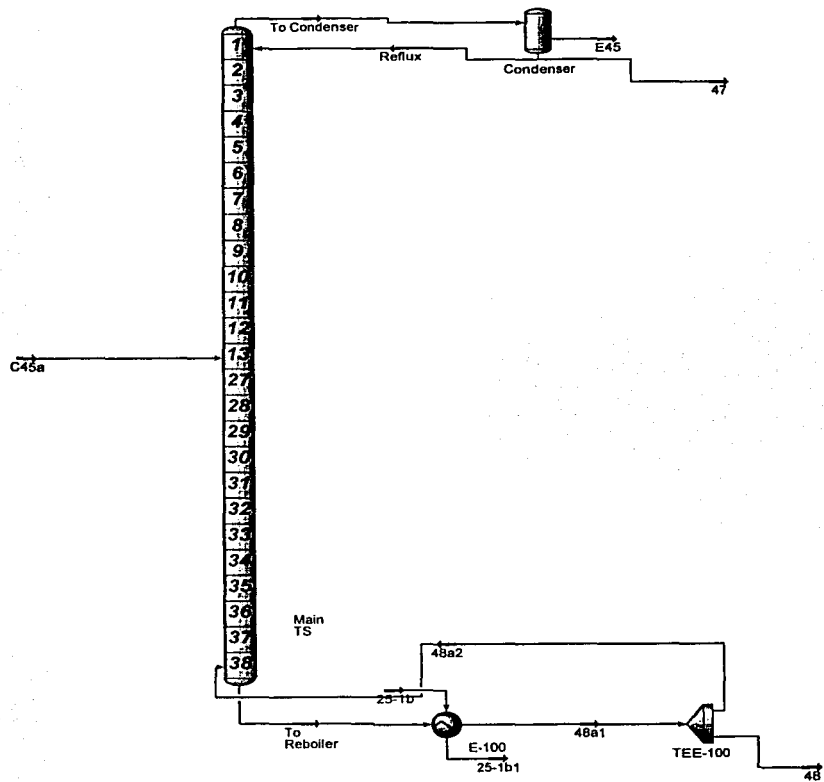
DA-105 Debutanizadora  
Propuesta de mejoras



DA-106 Depentanizadora  
Propuesta de mejoras



DA-107 Depropanizadora  
Propuesta de mejoras



## RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

Propuesta de mejoras

Flujo (lb/hr)	1	Gdebut(2)	Aciclico(3)	Adecant(4)	8	Steam	11	11a	12	25
Hydrogen	857.000	0.000	0.000	0.000	857.000	0.000	856.548	856.548	0.40757386	0.053
H2O	29614.000	0.000	0.000	0.000	29614.000	2000.000	7152.020	7152.020	51.2390722	3.821
H2S	4911.000	0.000	0.000	0.000	4911.000	0.000	4824.241	4824.241	87.2705652	0.800
Nitrogen	4814.000	0.000	0.000	0.000	4814.000	0.000	4809.136	4809.136	4.56472971	0.337
CO	124.900	0.000	0.000	0.000	124.900	0.000	124.752	124.752	0.14050535	0.009
CO2	738.000	0.000	0.000	0.000	738.000	0.000	732.924	732.924	4.99039837	0.081
Methane	6608.000	0.000	0.000	0.000	6608.000	0.000	6589.483	6589.483	18.0705306	0.616
Ethane	5185.000	0.000	0.000	0.000	5185.000	0.000	5118.165	5118.165	66.3450206	0.719
Ethylene	4463.000	0.000	0.000	0.000	4463.000	0.000	4422.946	4422.946	39.6621914	0.559
Propene	20234.000	0.000	0.000	0.000	20234.000	0.000	19543.729	19543.729	692.300455	3.642
Propane	10494.000	0.000	0.000	0.000	10494.000	0.000	10081.807	10081.807	413.80902	1.987
1-Butene	31189.000	0.000	0.000	0.000	31189.000	0.000	28163.509	28163.509	3056.72054	7.730
n-Butane	7338.480	0.000	0.000	0.000	7338.480	0.000	6504.138	6504.138	840.1161	1.904
i-Butane	22627.000	0.000	0.000	0.000	22627.000	0.000	20685.994	20685.994	1955.72409	5.481
n-Pentane+	0.000	279972.268	83121.718	44806.785	407900.77	0.000	58477.440	58477.440	201200.325	53277.425
DEAmine	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Vap. Frac.	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0
T (°F)	971.700	971.700	971.700	971.700	414.985	970.989	125.254	125.254	125.254	694.313
P (psia)	29.000	29.000	29.000	29.000	289.696	29.000	21.330	21.330	21.330	28.530
(lbmole/hr)	4939.788	2573.845	340.225	117.346	111.018	7971.204	4255.067	4255.067	1898.318	138.900
MassFlow(lb/hr)	149197.380	279972.268	83121.718	44806.785	2000.000	557098.15	178086.832	178086.832	208431.499	53305.163
LVF(barrel/day)	18378.723	25984.000	6736.000	3424.000	137.222	54522.723	21832.016	21832.016	19277.904	4076.139
Heat (Btu/hr)	-150130054	-68016200.77	-21092079	-11395901.91	-11312153	-250634235	-136711264	-136711263	-188588318	-28737944

Tabla 7.1. Tabla de corrientes para la Simulación de la Propuesta de Mejoras

Flujo (lb/hr)	VC1	62	C62A	C62B	27	28	DW2	C27A	C28A	VC2
Hydrogen	0.000	856.548	856.548	856.548	855.907	0.639	0.003	855.907	0.639	0.000
H2O	20000.000	7152.020	27152.020	27152.020	982.534	10.078	26159.408	982.534	10.078	20000.000
H2S	0.000	4824.241	4824.241	4824.241	4687.196	134.746	2.300	4687.196	134.746	0.000
Nitrogen	0.000	4809.136	4809.136	4809.136	4801.726	7.393	0.017	4801.726	7.393	0.000
CO	0.000	124.752	124.752	124.752	124.522	0.229	0.001	124.522	0.229	0.000
CO2	0.000	732.924	732.924	732.924	724.631	8.214	0.079	724.631	8.214	0.000
Methane	0.000	6589.483	6589.483	6589.483	6559.678	29.804	0.000	6559.678	29.804	0.000
Ethane	0.000	5118.165	5118.165	5118.165	5005.529	112.636	0.000	5005.529	112.636	0.000
Ethylene	0.000	4422.946	4422.945	4422.945	4356.348	66.597	0.000	4356.348	66.597	0.000
Propene	0.000	19543.729	19543.728	19543.728	18385.697	1158.032	0.000	18385.697	1158.032	0.000
Propane	0.000	10081.807	10081.807	10081.807	9402.863	678.944	0.000	9402.863	678.944	0.000
1-Butane	0.000	28163.509	28163.508	28163.508	23590.288	4573.221	0.000	23590.288	4573.221	0.000
n-Butane	0.000	6504.138	6504.138	6504.138	5277.473	1226.665	0.000	5277.473	1226.665	0.000
i-Butane	0.000	20685.994	20685.994	20685.994	17679.889	3006.105	0.000	17679.889	3006.105	0.000
n-Pentane+	0.000	58477.440	58477.443	58477.443	102434.28	37955.712	0.000	20521.732	37955.712	0.000
DEAmine	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Vap. Frac.	0	1	0.815	0.610	1	0	0	1	0	0
Temp. (°F)	90.000	236.756	185.917	105.000	105.000	105.000	105.000	226.434	106.139	90.000
Pressure (psia)	74.000	74	74	68.33	68.33	68.33	68.33	228	228	227
Molar Flow (lbmole/hr)	1110.180	4255.067	5365.247	5365.247	3273.058	640.035	1452.154	3273.058	640.035	1110.180
Mass Flow (lb/hr)	20000.000	178086.8323	198086.832	198086.8323	122956.01	48969.015	26161.8076	122956.013	48969.0147	20000
LVFlow (barrel/day)	1372.220	21832.01576	23204.236	23204.23597	16345.112	5064.0899	1795.03414	16345.1121	5064.08993	1372.2202
Heat Flow (Btu/hr)	-136031172	-128133909.5	-264165081	-287712106.2	-68982290	-41651286	-177078530	-63007514	-41603098.3	-136031172

Tabla 7.1. Tabla de corrientes para la Simulación de la Propuesta de Mejoras (Continuación)

Flujo (lb/hr)	C27C	C36Aa	30	C30A	31	32	DW3	C31	C32	67
Hydrogen	856.545	23.941	880.487	880.487	865.808	14.674	0.005	865.808	14.674	0.000
H2O	20992.612	140.776	21133.389	21133.389	463.728	94.391	20575.269	463.728	94.391	0.000
H2S	4821.942	5939.719	10761.662	10761.662	6999.012	3757.064	5.585	6999.012	3757.064	140.000
Nitrogen	4809.119	249.732	5058.851	5058.851	4898.093	160.727	0.031	4898.093	160.727	5.000
CO	124.751	7.478	132.229	132.229	127.343	4.885	0.001	127.343	4.885	2.000
CO2	732.846	265.503	998.349	998.349	817.507	180.694	0.148	817.507	180.694	6.000
Methane	6589.482	932.718	7522.201	7522.201	6897.194	625.006	0.000	6897.194	625.006	20.000
Ethane	5118.165	4212.959	9331.124	9331.124	6554.870	2776.254	0.000	6554.870	2776.254	79.000
Ethylene	4422.946	2248.528	6671.474	6671.474	5162.233	1509.241	0.000	5162.233	1509.241	70.000
Propene	19543.729	93251.123	112794.85	112794.85	53075.39	59719.46	0.00	53075.39	59719.46	747.50
Propane	10081.807	32129.860	42211.67	42211.67	18594.68	23616.98	0.00	18594.68	23616.98	747.50
1-Butane	28163.509	17742.740	45906.25	45906.25	10715.92	35190.33	0.00	10715.92	35190.33	2714.33
n-Butane	6504.138	5256.797	11760.93	11760.93	2412.21	9348.73	0.00	2412.21	9348.73	2714.33
i-Butane	20685.994	14833.431	35519.43	35519.43	8937.67	26581.75	0.00	8937.67	26581.75	2714.30
n-Pentane+	58477.444	183860.052	242337.49	242337.49	4668.04	237669.44	0.00	4668.04	237669.44	234718.99
DEAmine	0.000	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Vap. Frac.	0.624	0.199	0.45	0.36	1.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00
T (°F)	170.736	148.611	149.14	105.00	105.00	105.00	105.00	144.79	105.62	105.03
P (psia)	227	245.8004082	227.00	173.50	173.50	173.50	173.50	246.00	251.00	235.70
Molar Flow (lbmole/hr)	5023.273	5728.906	10752.18	10752.18	3819.41	5790.48	1142.28	3819.41	5790.48	2241.13
MassFlow(lb/hr)	191925.028	361095.3579	553020.39	553020.39	131189.70	401249.63	20581.04	131189.70	401249.63	244678.95
LVF(barrel/day)	22781.4223	39984.2814	62765.70	62765.70	18322.72	43030.79	1412.20	18322.72	43030.79	22681.66
Heat (Btu/hr)	-240641785	-221782041.8	-5.E+08	-482699283	-47775632	-3.E+08	-139273394	-45942297	-295454931	-2.E+08

Tabla 7.1. Tabla de corrientes para la Simulación de la Propuesta de Mejoras (Continuación)



74

Flujo (lb/hr)	34	36	37	38a	38a1b	15a	35	39	C40	42
Hydrogen	856.539	12.911	11.031	0.000	0.000	0.055	6.398	850.197	850.197	0.000
H2O	417.455	71.833	68.831	0.000	0.000	7.917	26.595	398.778	398.778	0.000
H2S	4990.780	3116.635	2788.536	0.126	0.126	1.737	751.466	4241.051	4241.050	0.121
Nitrogen	4814.112	130.877	118.831	0.000	0.000	0.401	62.244	4752.270	4752.269	0.000
CO	126.751	3.883	3.593	0.000	0.000	0.011	1.856	124.907	124.907	0.000
CO2	739.133	133.975	131.093	0.000	0.000	0.145	47.598	691.680	691.680	0.000
Methane	6609.920	476.377	455.904	0.000	0.000	0.934	202.926	6407.928	6407.927	0.000
Ethane	5210.109	2165.510	2034.502	0.003	0.003	1.513	564.251	4647.372	4647.371	0.003
Ethylene	4497.628	1144.125	1099.720	0.000	0.000	1.089	360.712	4138.006	4138.006	0.000
Propene	4671.520	56663.805	36488.805	15718.223	15718.223	9.492	1123.035	3557.978	3557.977	14380.524
Propane	801.446	20391.231	11930.263	9836.227	9836.227	5.342	217.204	589.583	589.583	8866.305
1-Butene	832.597	12385.802	5366.028	30036.150	30036.150	25.635	470.202	388.030	388.029	23816.123
n-Butane	695.080	4011.822	1243.950	8524.413	8524.413	6.555	444.468	257.166	257.166	6551.461
i-Butane	964.571	10431.513	4410.304	22427.336	22427.336	17.590	495.370	486.792	486.791	18144.271
n-Pentane+	2267.508	180661.357	3142.305	290985.306	290985.31	131727.59	133276.852	718.234	718.234	17890.421
DEAmine	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Vap. Frac.	0.996	0	1	0	0.476	0	0	1	1	0
Temp. (°F)	127.175	130.300	155.278	277.255	371.695	200	186.843	203.336	203.336	130.722
Pressure (psia)	238.696	245.8004082	246.045	250.696	250.700	237	235.7	233.7	233.7	147.696
Molar Flow (lbmole/hr)	1732.767	4126.066	1602.975	4422.315	4389.215	814.847	965.173	1582.440	1582.440	1639.899
Mass Flow (lb/hr)	38495.148	291801.655	69293.698	378950.875	377527.79	131806.00	138051.176	32249.971	32249.964	89649.230
LVFlow (barrel/day)	6345.121	30986.695	9000.825	37889.40321	37702.531	11287.128	12087.167	5545.082	5545.082	10719.760
Heat Flow (Btu/hr)	-25439310.3	-206315815.2	-15610536	-280676127.1	-2.E+08	-115210472	-119873021	-20792335	-20792342.5	-55403743

Tabla 7.1. Tabla de corrientes para la Simulación de la Propuesta de Mejoras (Continuación)

Flujo (lb/hr)	58a1c	58b	58b-1	41	45	W4	C45a	47	48	60
Hydrogen	0.000	0.000	0.000	852.989	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H2O	0.000	0.000	0.000	130135.200	185914.08	185914.08	0.000	0.000	0.000	0.000
H2S	0.005	0.005	0.005	3879.300	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.005
Nitrogen	0.000	0.000	0.000	4767.865	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO	0.000	0.000	0.000	125.289	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO2	0.000	0.000	0.000	740.174	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Methane	0.000	0.000	0.000	6428.903	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Ethane	0.000	0.000	0.000	4662.564	0.004	0.000	0.004	0.004	0.000	0.000
Ethylene	0.000	0.000	0.000	4151.548	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Propene	1337.699	1337.699	1337.6991	3563.562	16939.621	0.000	16939.621	16938.484	1.136	1337.697
Propane	969.922	969.922	969.922183	590.322	10444.115	0.000	10444.115	10441.915	2.200	969.909
1-Butene	6220.027	6220.027	6220.02715	387.697	28054.340	0.000	28054.340	633.135	27421.204	6015.606
n-Butane	1972.952	1972.952	1972.9517	256.803	7717.332	0.000	7717.332	21.244	7696.088	1883.725
i-Butane	4283.065	4283.065	4283.06482	486.474	21373.149	0.000	21373.149	1119.172	20253.978	4178.299
n-Pentane+	273094.885	273094.885	273094.885	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	20289.096
DEAmine	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Vap. Frac.	0.738	1	0.809	1	1	0	0	0	0.997	0
Temp. (°F)	445.845	379.5754084	344.255728	371.746	389.267	399.877	161.673	59.343	192.586	80.320
Pressure (psia)	155.7	46	46	214.7	246.7	246.7	246.7	118.696	216.7	37
Molar Flow (lbmole/hr)	2749.316	2749.316	2749.31556	8773.662	11959.797	10319.903	1639.895	670.224	969.671	537.542
Mass Flow (lb/hr)	287878.555	287878.555	287878.555	161028.690	270442.64	185914.08	84528.561	29153.955	55374.606	34674.337
LVFlow (barrel/day)	26982.7709	26982.77087	26982.7709	14370.66898	23139.024	12755.753	10383.271	3849.344	6533.927	3850.994
Heat Flow (Btu/hr)	-182351395	-182351395.2	-195845847	-748611593.9	-1.07E+09	-1.203E+09	-44117829.4	-13121517	-25717411.3	-27987190

Tabla 7.1. Tabla de corrientes para la Simulación de la Propuesta de Mejoras (Continuación)

Flujo (lb/hr)	Co65-1	66	Co65a
Hydrogen	0.000	0.000	0.000
H2O	0.000	0.000	0.000
H2S	0.000	0.000	0.000
Nitrogen	0.000	0.000	0.000
CO	0.000	0.000	0.000
CO2	0.000	0.000	0.000
Methane	0.000	0.000	0.000
Ethane	0.000	0.000	0.000
Ethylene	0.000	0.000	0.000
Propene	0.002	0.000	0.002
Propane	0.013	0.002	0.011
1-Butene	204.421	27.992	176.429
n-Butane	89.226	12.218	77.008
i-Butane	104.766	14.346	90.420
n-Pentane+	252805.789	34617.442	218188.35
DEAmine	0.000	0.000	0.000
Vap. Frac.	0.230	0.230	0.230
Temp. (°F)	329.157	329.157	329.157
Pressure (psia)	47.000	47.000	47.000
Molar Flow (lbmole/hr)	2211.774	302.865	1908.909
Mass Flow (lb/hr)	253204.218	34672.000	218532.22
LVFlow (barrel/day)	23131.777	3167.502	19964.27
Heat Flow (Btu/hr)	-195919299	-26827807	-1.69E+08

Tabla 7.1. Tabla de corrientes para la Simulación de la Propuesta de Mejoras (Continuación)

## Tratamiento con DEA

Flujo (lb/hr)	C40	C40'	C40a	C71	VC	C84a	C84	C84-1	C84-2
Hydrogen	852.949	852.949	852.949	0.000	0.000	851.637	1.312	1.312	0.000
H2O	400.153	400.153	400.153	132088.000	916.000	261.668	133163.889	133163.889	0.000
H2S	4254.989	4254.989	4254.989	155.000	0.000	3880.866	529.123	0.000	529.123
Nitrogen	4767.956	4767.956	4767.956	0.000	0.000	4763.139	4.817	4.817	0.000
CO	125.313	125.313	125.313	0.000	0.000	122.256	3.057	3.057	0.000
CO2	693.958	693.958	693.958	72.000	0.000	740.279	25.679	0.000	25.679
Methane	6429.027	6429.027	6429.027	0.000	0.000	6411.431	17.596	17.596	0.000
Ethane	4662.660	4662.660	4662.660	0.000	0.000	4647.465	15.195	15.195	0.000
Ethylene	4151.635	4151.635	4151.635	0.000	0.000	4146.639	4.997	4.997	0.000
Propene	3569.705	3569.705	3569.705	0.000	0.000	0.000	3569.705	3569.705	0.000
Propane	591.521	591.521	591.521	0.000	0.000	0.000	591.521	591.521	0.000
1-Butene	389.300	389.300	389.300	0.000	0.000	0.000	389.300	389.300	0.000
n-Butane	258.011	258.011	258.011	0.000	0.000	0.000	258.011	258.011	0.000
i-Butane	488.391	488.391	488.391	0.000	0.000	0.000	488.391	488.391	0.000
n-Pentane+	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
DEAmine	0.000	0.000	0.000	33086.000	0.000	0.005	33086.624	0.000	33086.624
Vap. Frac.	1	1	1	0	0	1	0	0	0
Temp. (°F)	163.969	147.540	190.282	130.000	409.438	130.514	139.544	146.3	146
Pressure (psia)	233.7	233.7	300	215	275	214.7	216.696	216.7	216.7
Molar Flow (lbmole/hr)	1582.440	1582.440	1582.440	7652.947	50.846	1444.092	7842.141	7511.339	330.802
Mass Flow (lb/hr)	31635.567	31635.567	31635.567	165401	916	25825.384	172149.217	138507.791	33641.426
LVFlow (barrel/day)	5499.774	5499.774	5499.774	11151.069	62.848	4768.002	11947.196	9830.130	2117.066
Heat Flow (Btu/hr)	-20792342.5	-21040946.37	-20388669	-959813133.3	-5930188.1	-20062710	-966736707	-899205731	-66502457.3

Tabla 7.1. Tabla de corrientes para la Simulación de la Propuesta de Mejoras (Continuación)

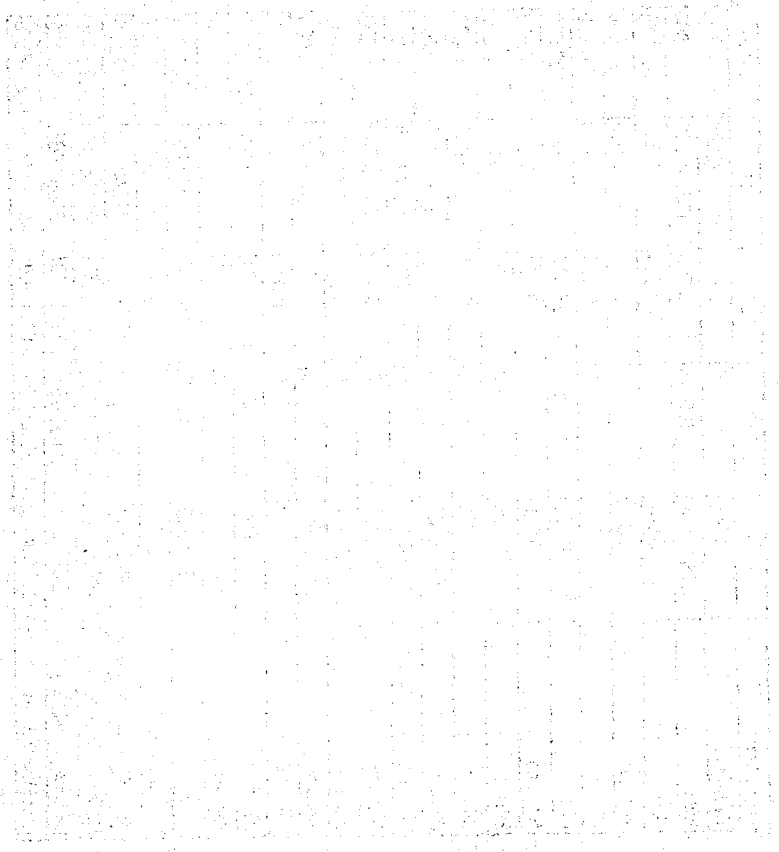
78

Flujo (lb/hr)	C84-1V	C84a1	41	42	42-1a	42-1	C86b	C86b1	C86b2
Hydrogen	1.312	852.949	852.946	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H2O	133163.889	133425.557	130156.14	0.000	0.000	0.000	185944.000	185944.000	0.000
H2S	0.000	3880.866	3879.300	0.143	0.143	0.143	218.143	0.000	218.143
Nitrogen	4.817	4767.956	4767.932	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO	3.057	125.313	125.285	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO2	0.000	740.279	740.179	0.000	0.000	0.000	101.000	0.000	101.000
Methane	17.596	6429.027	6428.943	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Ethane	15.195	4662.660	4662.579	0.004	0.004	0.004	0.004	0.004	0.000
Ethylene	4.997	4151.635	4151.578	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Propene	3569.705	3569.705	3563.596	16939.782	16939.782	16939.782	16939.782	16939.782	0.000
Propane	591.521	591.521	590.322	10444.115	10444.115	10444.115	10444.115	10444.115	0.000
1-Butane	389.300	389.300	387.692	28053.989	28053.989	28053.989	28053.989	28053.989	0.000
n-Butane	258.011	258.011	256.803	7717.332	7717.332	7717.332	7717.332	7717.332	0.000
i-Butane	488.391	488.391	486.474	21373.149	21373.149	21373.149	21373.149	21373.149	0.000
n-Pentane+	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
DEAmine	0.000	0.005	0.001	0.000	0.000	0.000	45577.000	0.000	45577.000
Vap. Frac.	1	0.980	1	0.647	1	0.389	1	0	1
Temp. (°F)	387.335	371.746	371.746	130.722	137.271	167.587	400.392	328.455	389.654
Pressure (psia)	216.7	214.7	214.7	147.696	147.696	249	246.7	248.7	248.7
Molar Flow (lbmole/hr)	7511.339	8955.431	8773.662	1639.899	1639.899	1639.899	0.000	12401.983	11959.797
Mass Flow (lb/hr)	138507.791	164333.175	161049.77	84528.514	84528.514	84528.514	0.000	316368.514	270472.371
LVFlow (barrel/day)	9830.130	14598.132	14372.091	10383.264	10383.264	10383.264	0.000	26018.416	23141.058
Heat Flow (Btu/hr)	-753299661	-773362370.9	-752062830	-38217084.91	-33515514	-39619467	-5.5169E-13	-1.343E+09	-1074932629

Tabla 7.1. Tabla de corrientes para la Simulación de la Propuesta de Mejoras (Continuación)

Flujo (lb/hr)	C86ba	C72	C86c	45	45b
Hydrogen	0.000	0	0.000	0.000	0.000
H2O	185944.000	185944	0.000	185944.000	0.000
H2S	0.000	218	747.266	0.000	747.266
Nitrogen	0.000	0	0.000	0.000	0.000
CO	0.000	0	0.000	0.000	0.000
CO2	0.000	101	126.679	0.000	126.679
Methane	0.000	0	0.000	0.000	0.000
Ethane	0.004	0	0.000	0.004	0.000
Ethylene	0.000	0	0.000	0.000	0.000
Propene	16939.782	0	0.000	16939.782	0.000
Propane	10444.115	0	0.000	10444.115	0.000
1-Butene	28053.989	0	0.000	28053.989	0.000
n-Butane	7717.332	0	0.000	7717.332	0.000
i-Butane	21373.149	0	0.000	21373.149	0.000
n-Pentane+	0.000	0	0.000	0.000	0.000
DEAmine	0.000	45577	78663.624	0.000	78663.624
Vap. Frac.	0	0	1	1	0
Temp. (°F)	743.963	110.000	389.267	388.805	531.985
Pressure (psia)	248.7	250	246.7	246.7	216.7
Molar Flow (lbmole/hr)	442.185	10762.084	11959.797	12042.095	772.556
Mass Flow (lb/hr)	45896.143	231840.000	270472.37	275174.583	79522.755
LVFlow (barrel/day)	2877.358	15635.151	23141.058	23692.905	4993.139
Heat Flow (Btu/hr)	-76251344.6	-1353106350	-1.075E+09	-1076307463	-142746079

Tabla 7.1. Tabla de corrientes para la Simulación de la Propuesta de Mejoras (Continuación)



## CAPÍTULO 8. CONCLUSIONES.

El análisis de procesos existentes actualmente es muy necesario, debido a los cambios de las filosofías de diseño, la aplicación de nuevas tecnologías y cambios en los costos de energía y equipo. Para el análisis de la planta catalítica se utilizó el simulador de procesos HYSYS, el cual resultó muy eficiente y confiable, para diseñar el proceso, en un principio, y después para llevar a cabo las propuestas de mejoras, por su sencilla estructura y fácil manejo y operación.

Este trabajo se dividió en dos etapas, la primera fue la simulación completa del proceso y la segunda fue el análisis del mismo y las propuestas para el mejoramiento del proceso.

Para poder llevar a cabo las propuestas de mejoras, fue necesario realizar la simulación completa y confiable del proceso. El tener una simulación confiable se refiere a que los resultados obtenidos en la simulación, represente lo mejor posible a la realidad de la planta, lo cual sí se cumplió, presentando variaciones aceptables que en este caso se deben principalmente a la manera de caracterizar la corriente de entrada a la fraccionadora principal, ya que no se tienen suficientes datos de dicha corriente se tienen que realizar caracterizaciones por medio de datos de curvas de destilación, los cuales siempre presentan cierta desviación de la realidad. En este trabajo se hizo la simulación de la sección de recuperación de vapores de la planta de desintegración catalítica de Tula, esto es, desde la torre fraccionadora principal hasta antes de la separación propano/propileno.

La ecuación termodinámica elegida para representar el modelo fue Peng- Robinson- Stryjek-Vera, ya que es altamente recomendada para representar sistemas altamente no ideales y representa bien sistemas con gases e hidrocarburos.

Uno de los problemas para realizar la simulación, es la información disponible de la planta. Existen dos fuentes fundamentales: los datos de diseño y los de operación. Los datos de diseño tienen el problema de generalizar los balances de materia, es decir, no especifican el flujo componente a componente sino por grupos como C2, C3, C4, C5+, los cuales se refieren a compuestos con el mismo número de carbonos, y en C5+ engloba a todos aquellos compuestos con cinco carbonos o mas, que son los que se llaman pesados. Los datos de operación generalmente están incompletos y pueden depender de la precisión del análisis de donde se tomaron y de la situación en la que esté operando la planta; estos son datos promedios de plantas en funcionamiento. Para esta simulación se utilizaron datos de diseño para las especificaciones de presión,



temperatura y número de platos, y datos de operación para la caracterización de la composición de la mezcla.

En cuanto a la optimización, ésta se llevó a cabo a través de distintas propuestas de mejoramiento a la planta de desintegración catalítica. La torre fraccionadora principal es el corazón de la sección de fraccionamiento, y el equipo que intercambia más calor de toda la planta.

Para la torre fraccionadora se propuso el uso de empaques, obteniendo con esto las siguientes ventajas:

- a) Disminución en la caída de presión a lo largo de la torre.
- b) Aumento de la presión del domo, lo cual genera un aumento en la presión de salida del gas en el domo, y con esto se tiene un incremento en la presión de succión del compresor y una disminución en su carga.

Esta disminución en la caída de presión a lo largo de la torre, la hace más fácil de someterse a una ampliación en caso de ser necesario.

La siguiente propuesta es la de mejorar el rendimiento energético de la planta en general.

Además del ahorro que representan, las mejoras en el rendimiento energético se requieren para cumplir las regulaciones gubernamentales de emisiones y de reducción del contenido de azufre en la gasolina. El mercado competitivo de hoy en día, dicta soluciones accesibles y funcionales. El primer paso para encontrar estas soluciones es determinar los verdaderos límites del equipo existente en el proceso y el esquema de flujo. Una vez que se ha determinado esto, se deben examinar los requerimientos de energía de la planta y las posibles fuentes de obtención de dicha energía.

Debido a que la fraccionadora principal tiene como corriente de alimentación la corriente del efluente del reactor, y esta se encuentra a una muy alta temperatura (entre 900 y 1000°F), esta columna maneja una gran carga térmica, por lo que los productos del domo y del fondo contienen también una gran carga térmica y se encuentran a una temperatura alta. La corriente de producto de gas del condensador, se lleva hacia la planta de gas, pasando primero por una sección de compresión, para después ir a las columnas separadoras. Estas columnas, requieren una cierta cantidad de energía, ya que todas tienen rehervidores, y necesitan energía para vaporizar la fracción que será regresada a la torre. Esta energía se traduce en costos de operación, por

medio de la utilización de vapor de calentamiento, por lo que esta mejora consistió en disminuir estos requerimientos para así disminuir los costos de operación de la planta.

La propuesta consistió en reemplazar los rehervidores de las columnas de la planta de gas, por intercambiadores de calor. En donde, como fuente de calor se utilizó principalmente la corriente de salida del fondo de la fraccionadora principal.

Esta mejora, no solo repercutió en una disminución del vapor de calentamiento, lo cual a su vez son costos de energía, sino también en mejoras de las condiciones de operación de la planta. El resultado reportado para esta propuesta, fue un ahorro considerable en el gasto de vapor de calentamiento. Esto es importante, ya que finalmente, el objetivo principal que se persigue al tratar de optimizar el proceso es disminuir de alguna manera los costos que la planta produce, ya sea inversiones para comprar o reemplazar equipos o los costos de operación, y estos últimos son los que actualmente son más grandes. Es por eso, que aunque en la propuesta de mejora, se reemplazan unos equipos por otros, la inversión que se tendría que hacer, no es comparable con el ahorro que se haría al reducir el gasto de vapor de calentamiento, el cual es un costo de operación.

**BIBLIOGRAFIA:**

Alonso López, Antonio; Giral López, Francisco, Propuesta de Mejoramiento del Tren de Recuperación de Vapores de la Planta Catalítica de Tula. Tesis Mancomunada. México D.F. 1992.

Buendía Hernández, Ruth. Desarrollo de metodologías con objetivos ambientales aplicadas a la Planta Primaria I, Tula, Hidalgo. Tesis. UNAM. México 2002.

Herrera Alonso, Rafael. Desarrollo del esquema de simulación para la planta hidrodesulfuradora de Naftas de Tula, Hidalgo. Tesis. UNAM. 2000.

Henley, E.J., Seader, J.D. Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química. México: Reverté, 1990.

Kaes, Gerald L. REFINERY PROCESS MODELING. Modeling an FCC Unit and Gas Plant. Consulting Chemical Engineer. Chemical Process Simulation. Colbert, Georgia. August, 2002.

Jones, D. S. J. Elements of Petroleum Processing. John Wiley & Sons. USA 1995. p.236-274.

Sadeghbigi, Reza. Fluid Catalytic Cracking. Ed. Gulf. USA. 1995

Golden, Scott W. Low-Cost Methods to Improve FCCU Energy Efficiency. 2002. pgs. 95-103.

Golden, Scott W and Kolwaczyk, Dennis. FCCU Optimization: A Minimum Capital Approach. Process Consulting Services, Inc. USA, 1996. pgs. 37-45.

Golden, Scott W. and Martin, G. R. FCC Main Fractionator revamps. Hydrocarbon Processing. 1993.

Golden, Scott W and Fulton, Scott. FCC Gasoline Fractionation. World Refining. USA. 2000.

Golden, Scott W. Approachng the revamp. Process Consulting Services, Inc. USA 1995.

Golden, Scott W. Revamping FCCs- Process and Reliability. Petroleum Technology Quarterly. USA. 1995.

Golden, Scott W. Temperature, pressure measurements solve column operating problems, Oil & Gas Journal. USA 1995.

Golden, Scott W. Case studies reveal common design, equipment errors in revamps, Oil & Gas Journal. USA 1997.

*HYSYS Documentation Suite. Hyprotech Ltd. 1996.*

## APÉNDICE A.

Para definir la corriente de alimentación a la fraccionadora principal, es necesario, caracterizar las gasolinas, por medio de datos de curvas de destilación.

En este caso fue necesario caracterizar tres mezclas:

- Aceite Cíclico.
- Aceite decantado.
- Gasolina debutanizada.

En HYSYS, la forma de caracterización de estas mezclas, se debe crear primero un ensayo para cada una, donde se especifican los datos de % de destilado y temperatura, ya sea para D86, D1160 ó TBP. Posteriormente se crea la mezcla de cada una de ellas, y se instala en la corriente deseada. Estas tres mezclas, una vez caracterizadas, se mezclan con la corriente de ligeros y se alimentan a la columna.

En este apéndice se muestran las corridas del simulador HYSYS, para realizar estas caracterizaciones.

En las tablas que aparecen a continuación, se muestran los datos que se alimentaron al simulador para crear el ensayo, los resultados de estos cálculos y posteriormente los datos del cálculo de cada una de las mezclas.

2  
3 **Ac.cíclico**

4  
5  
6 **Data Type: ASTM D86**

7  
8 Conversion Type: API 1988 Cracking: Disabled  
9 Correct Bar. Pressure: Disabled Extrapolation: ---

10 Light Ends Status : Ignore

11  
12 **Bulk Properties Input Data**

14	Molecular Weight	---	Viscosity1 Temperature (C)	37.78 *
15	Mass Density (kg/m3)	---	Viscosity1 (cP)	---
16	Watson Uopk	---	Viscosity2 Temperature (C)	98.89 *
17			Viscosity2 (cP)	---

18  
19 **Boiling Temperature Table**

20	Assay Percent	Temperature (C)
21	0.0000 *	225.0 *
22	10.00 *	260.6 *
23	50.00 *	290.0 *
24	90.00 *	350.6 *
25	100.0 *	400.0 *

26  
27 **Input Data Status**

28 Molecular Weight : Not Used Density : Not Used Viscosity : Not Used

29  
30 **Correlation Set: Default Set**

31 Low Temp (C) High Temp (C) Molecular Weight Specific Gravity  
32 -273.1 1200. Twu critical property correlation 1983 Katz Firoozabadi

33  
34 **User Curve Table**

35 Name : Table Type : --- Bulk Value : ---

36	Assay Percent	Value
37		

38  
39 **Assay Working Curves Summary**

41	Point #	Moles	Cum. Moles	NBP	MWT	Mass Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
43	0.0000	0.0000	0.0000	189.4 C	152.9	791.8	0.9115	0.4578
44	1.000	0.02000	0.02000	196.7 C	158.1	795.8	0.9902	0.4857
45	2.000	0.02000	0.04000	210.5 C	168.2	803.0	1.161	0.5437
46	3.000	0.02000	0.06000	223.3 C	178.2	809.3	1.352	0.6051
47	4.000	0.02000	0.08000	235.1 C	188.0	815.0	1.563	0.6692
48	5.000	0.02000	0.1000	245.5 C	196.9	819.7	1.778	0.7316
49	6.000	0.02000	0.1200	251.0 C	201.7	822.2	1.905	0.7673
50	7.000	0.02000	0.1400	253.4 C	203.9	823.3	1.964	0.7837
51	8.000	0.02000	0.1600	255.8 C	206.1	824.4	2.026	0.8005
52	9.000	0.02000	0.1800	257.8 C	207.9	825.3	2.079	0.8147
53	10.00	0.02000	0.2000	260.2 C	210.2	826.3	2.145	0.8323
54	11.00	0.02000	0.2200	262.6 C	212.4	827.4	2.212	0.8500
55	12.00	0.02000	0.2400	264.9 C	214.6	828.4	2.281	0.8679
56	13.00	0.02000	0.2600	267.3 C	216.8	829.4	2.351	0.8861
57	14.00	0.02000	0.2800	269.6 C	219.0	830.4	2.424	0.9046
58	15.00	0.02000	0.3000	271.9 C	221.2	831.4	2.498	0.9233
59	16.00	0.02000	0.3200	274.1 C	223.4	832.4	2.574	0.9422
60	17.00	0.02000	0.3400	276.3 C	225.5	833.3	2.652	0.9612
61	18.00	0.02000	0.3600	278.5 C	227.7	834.3	2.731	0.9805
62	19.00	0.02000	0.3800	280.7 C	229.8	835.2	2.813	1.000

63 Remarks:

\* Specified by user.

87

Ac.cíclico

Assay Working Curves Summary

Point #	Moles	Cum. Moles	NBP	MWT	Mass Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)	
10	20.00	0.02000	0.4000	282.9 C	232.0	836.1	2.897	1.020
11	21.00	0.02000	0.4200	284.8 C	234.0	836.9	2.975	1.038
12	22.00	0.02000	0.4400	286.6 C	235.8	837.7	3.050	1.056
13	23.00	0.02000	0.4600	288.5 C	237.7	838.5	3.131	1.075
14	24.00	0.02000	0.4800	290.6 C	239.9	839.4	3.223	1.096
15	25.00	0.02000	0.5000	292.9 C	242.2	840.4	3.328	1.119
16	26.00	0.02000	0.5200	295.9 C	245.3	841.7	3.471	1.151
17	27.00	0.02000	0.5400	299.6 C	249.2	843.2	3.657	1.191
18	28.00	0.02000	0.5600	303.5 C	253.3	844.8	3.866	1.236
19	29.00	0.02000	0.5800	307.6 C	257.6	846.5	4.098	1.284
20	30.00	0.02000	0.6000	311.7 C	262.1	848.3	4.353	1.336
21	31.00	0.02000	0.6200	315.6 C	266.3	849.9	4.611	1.387
22	32.00	0.02000	0.6400	319.2 C	270.3	851.4	4.867	1.436
23	33.00	0.02000	0.6600	322.8 C	274.2	852.9	5.138	1.487
24	34.00	0.02000	0.6800	326.3 C	278.1	854.4	5.424	1.540
25	35.00	0.02000	0.7000	329.9 C	282.1	855.9	5.726	1.595
26	36.00	0.02000	0.7200	333.4 C	286.0	857.3	6.050	1.652
27	37.00	0.02000	0.7400	336.9 C	289.9	858.8	6.396	1.711
28	38.00	0.02000	0.7600	340.4 C	293.9	860.3	6.765	1.773
29	39.00	0.02000	0.7800	343.9 C	297.8	861.7	7.157	1.837
30	40.00	0.02000	0.8000	347.4 C	301.8	863.2	7.576	1.904
31	41.00	0.02000	0.8200	350.9 C	305.7	864.6	8.021	1.973
32	42.00	0.02000	0.8400	354.3 C	309.5	866.1	8.494	2.045
33	43.00	0.02000	0.8600	357.9 C	313.5	867.6	9.026	2.124
34	44.00	0.02000	0.8800	359.9 C	315.7	868.4	9.341	2.169
35	45.00	0.02000	0.9000	362.8 C	319.0	869.6	9.822	2.238
36	46.00	0.02000	0.9200	370.6 C	327.6	872.9	11.27	2.435
37	47.00	0.02000	0.9400	380.6 C	338.3	877.1	13.51	2.717
38	48.00	0.02000	0.9600	391.4 C	349.5	881.6	16.59	3.073
39	49.00	0.02000	0.9800	403.1 C	365.6	886.4	20.89	3.521
40	50.00	0.02000	1.000	415.5 C	383.9	891.5	27.07	4.095

Remarks:

\* Specified by user.

88

3  
 4 **Ac.cíclico**  
 5

6 **Oil Flow Information**  
 7

Oil	Flow Units	Oil Flow Rate
Ac.cíclico	Liquid Vol	44.62 m3/h *

10 **Cut Ranges: Auto Cut**  
 11

12 **Bulk Data**  
 13

Molecular Weight: ---	Mass Density: ---	Watson Uopk: ---
Viscosity 1 Temp: 37.78 C *	Viscosity 1: ---	Viscosity 2 Temp: 98.89 C *    Viscosity 2: ---

16 **Correlations: Default Set**  
 17

Low End T (C)	High End T (C)	Tc	Pc	W	Cp
-273.15	1200.00	Lee_Kesler	Lee_Kesler	Lee_Kesler	Lee_Kesler

21 **Component Properties: Ac.cíclico**

Comp Name	NBP (C)	Mol Wt.	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
NBP_197	196.85	155.50	793.78	0.93683	0.47178
NBP_211	211.36	163.52	799.69	1.0797	0.51642
NBP_226	225.91	175.37	807.55	1.2960	0.58732
NBP_242	241.67	188.85	815.43	1.5833	0.67534
NBP_256	255.96	205.15	823.89	2.0000	0.79345
NBP_269	269.44	217.71	829.82	2.3829	0.89414
NBP_284	284.18	232.28	836.23	2.9095	1.0230
NBP_297	297.24	244.84	841.45	3.4499	1.1461
NBP_313	313.25	261.56	848.07	4.3259	1.3301
NBP_327	327.44	277.35	854.10	5.3693	1.5301
NBP_342	341.96	293.59	860.18	6.7418	1.7692
NBP_357	357.28	310.75	866.56	8.6685	2.0713
NBP_370	370.15	322.33	870.90	10.365	2.3130
NBP_385	385.34	337.67	876.81	13.377	2.7016
NBP_400	399.83	352.77	882.63	17.452	3.1672
NBP_415	414.56	373.18	888.49	23.209	3.7448

Comp Name	Critical Temp (C)	Critical Press (bar)	Accentric Fac.	Watson K
NBP_197	378.67	22.591	0.50158	11.891
NBP_211	392.14	21.422	0.53327	11.923
NBP_226	406.10	20.465	0.56383	11.924
NBP_242	420.88	19.454	0.59804	11.932
NBP_256	434.61	18.684	0.62808	11.918
NBP_269	446.82	17.867	0.65904	11.932
NBP_284	460.04	17.022	0.69342	11.947
NBP_297	471.53	16.289	0.72486	11.965
NBP_313	485.59	15.455	0.76366	11.982
NBP_327	498.03	14.770	0.79826	11.992
NBP_342	510.66	14.103	0.83418	12.003
NBP_357	523.90	13.439	0.87254	12.012
NBP_370	534.60	12.859	0.90664	12.033
NBP_385	547.46	12.249	0.94412	12.046
NBP_400	559.74	11.708	0.97921	12.053
NBP_415	572.15	11.186	1.0144	12.060

59  
 60  
 61  
 62  
 63  
 64 **Remarks:**  
 65

\* Specified by user.

89



Ac.cíclico

Component Breakdown: Ac.cíclico

Comp Name	Liquid Vol %	LiqVol % Cum	Vol Flow (m3/h)	Mass Flow (kg/h)	Molar Flow (kgmole/h)
NBP_197	2.0357	2.0357	0.90839	721.07	4.6371
NBP_211	2.2005	4.2362	0.98191	785.22	4.8020
NBP_226	2.3878	6.6240	1.0655	860.44	4.9065
NBP_242	3.1195	9.7435	1.3920	1135.1	6.0106
NBP_256	10.7906	20.5341	4.8150	3967.1	19.337
NBP_269	12.6821	33.2162	5.6591	4696.0	21.570
NBP_284	14.2104	47.4266	6.3410	5302.6	22.828
NBP_297	8.6247	56.0513	3.8485	3238.4	13.226
NBP_313	7.4769	63.5282	3.3364	2829.5	10.818
NBP_327	8.2001	71.7283	3.6591	3125.2	11.268
NBP_342	8.3029	80.0311	3.7049	3186.9	10.855
NBP_357	9.2053	89.2364	4.1076	3559.5	11.455
NBP_370	3.3296	92.5661	1.4858	1293.9	4.0144
NBP_385	2.6718	95.2379	1.1922	1045.4	3.0959
NBP_400	2.4460	97.6839	1.0915	963.36	2.7308
NBP_415	2.3161	100.0000	1.0335	918.26	2.4607
Total :			44.623	37628.	154.01

Molar Compositions

	Ac.cíclico			
Hydrogen	0.0000			
H2O	0.0000			
H2S	0.0000			
Nitrogen	0.0000			
CO	0.0000			
CO2	0.0000			
Methane	0.0000			
Ethane	0.0000			
Ethylene	0.0000			
Propene	0.0000			
Propane	0.0000			
1-Butene	0.0000			
n-Butane	0.0000			
i-Butane	0.0000			
n-Pentane	0.0000			
DEAmine	0.0000			
NBP_197	0.0301			
NBP_211	0.0312			
NBP_226	0.0319			
NBP_242	0.0390			
NBP_256	0.1256			
NBP_269	0.1401			
NBP_284	0.1482			
NBP_297	0.0859			
NBP_313	0.0702			
NBP_327	0.0732			
NBP_342	0.0705			
NBP_357	0.0744			
NBP_370	0.0261			
NBP_385	0.0201			
NBP_400	0.0177			
NBP_415	0.0160			

Remarks:

\* Specified by user.

90

Ac.cíclico

Oil Properties: Ac.cíclico

Basis:Liquid Vol

Percent	Critical Temp (C)	Critical Pressure (bar)	Accentric Factor	Molecular Weight
0.00	372.00	23.273	0.48517	152.64
1.00	378.56	22.602	0.50132	155.43
2.00	384.94	22.001	0.51679	158.67
3.50	394.42	21.255	0.53833	165.27
5.00	403.57	20.630	0.55831	173.06
7.50	417.52	19.681	0.59013	185.69
10.00	424.46	19.247	0.60588	193.11
12.50	432.26	18.789	0.62339	201.23
15.00	434.54	18.687	0.62796	204.99
17.50	437.87	18.486	0.63575	207.68
20.00	440.75	18.300	0.64284	211.79
25.00	445.33	17.978	0.65492	216.30
30.00	449.92	17.667	0.66699	221.08
35.00	454.83	17.353	0.67969	226.49
40.00	459.73	17.042	0.69258	231.93
45.00	464.07	16.763	0.70435	236.55
50.00	469.32	16.427	0.71878	242.34
55.00	477.03	15.954	0.74003	251.28
60.00	485.94	15.436	0.76462	261.99
65.00	493.95	14.991	0.78684	272.10
70.00	501.70	14.574	0.80860	282.05
75.00	509.32	14.172	0.83036	291.87
80.00	516.77	13.801	0.85151	301.75
85.00	524.53	13.403	0.87453	311.43
90.00	531.99	12.993	0.89878	319.33
92.50	541.10	12.544	0.92571	330.02
95.00	552.59	12.020	0.95883	343.59
96.50	559.94	11.700	0.97977	353.05
98.00	567.66	11.373	1.0017	365.00
99.00	572.97	11.153	1.0167	374.53
100.00	578.19	10.948	1.0315	383.10

Percent	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
0.00	789.81	0.88303	0.45612
1.00	792.14	0.93581	0.47148
2.00	794.62	1.0006	0.48924
3.50	799.29	1.1104	0.52647
5.00	804.46	1.2519	0.57298
7.50	812.03	1.5115	0.65390
10.00	816.00	1.6829	0.70437
12.50	820.46	1.8946	0.76471
15.00	822.17	1.9958	0.79231
17.50	823.43	2.0718	0.82172
20.00	825.50	2.1965	0.84611
25.00	827.55	2.3377	0.88268
30.00	829.67	2.4962	0.92271
35.00	832.06	2.6885	0.97013
40.00	834.40	2.8957	1.0198
45.00	836.37	3.0833	1.0718
50.00	838.74	3.3347	1.1206
55.00	842.33	3.7637	1.2139
60.00	846.53	4.3512	1.3352
65.00	850.40	4.9950	1.4604

Remarks:

\* Specified by user.

1	<b>HYSYS Blend Specs sheet</b>				<b>FCC2AaM1b(1)Ta.hsc</b>	
2	<b>Ac.cíclico</b>					
3						
4						
5						
6	<b>Oil Properties: Ac.cíclico</b>				BasisLiquid Vol	
7						
8	Percent	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)		
9	70.00	854.15	5.7301	1.5953		
10	75.00	857.81	6.5784	1.7419		
11	80.00	861.47	7.5851	1.9055		
12	85.00	865.07	8.7595	2.0847		
13	90.00	868.00	9.8713	2.2451		
14	92.50	872.10	11.760	2.4986		
15	95.00	877.47	14.915	2.8842		
16	96.50	880.95	17.529	3.1755		
17	98.00	884.60	20.899	3.5223		
18	99.00	887.09	23.652	3.7866		
19	100.00	889.54	26.661	4.0626		
20						
21	<b>Oil BP Temperatures: Ac.cíclico</b>				BasisLiquid Vol	
22						
23	Percent	True BP Temp (C)	D86 Temp (C)	D86 Corr. (C)	D1160 Vac. (C)	D1160 ATM (C)
24	0.00	189.51	224.70	224.70	93.654	220.30
25	1.00	196.72	230.47	230.47	97.565	225.13
26	2.00	203.70	235.68	235.68	100.59	228.87
27	3.50	213.75	242.59	242.59	104.32	233.46
28	5.00	223.28	248.64	248.64	108.08	238.08
29	7.50	238.06	254.27	257.30	116.31	248.18
30	10.00	245.40	258.10	261.37	121.18	254.14
31	12.50	253.60	262.44	266.00	126.33	260.42
32	15.00	255.89	263.52	267.15	128.10	262.58
33	17.50	259.45	265.33	269.09	130.51	265.52
34	20.00	262.59	266.94	270.82	132.66	268.13
35	25.00	267.74	269.59	273.67	136.22	272.46
36	30.00	272.88	272.27	276.58	139.78	276.78
37	35.00	278.34	275.18	279.75	143.54	281.33
38	40.00	283.82	278.19	283.04	147.32	285.90
39	45.00	288.75	280.86	285.97	150.44	289.67
40	50.00	294.72	284.41	289.89	154.65	294.74
41	55.00	303.50	290.08	296.20	161.78	303.32
42	60.00	313.64	296.88	303.87	170.39	313.63
43	65.00	322.78	303.25	311.18	178.05	322.78
44	70.00	331.64	309.47	318.42	185.50	331.65
45	75.00	340.42	315.55	325.65	192.90	340.42
46	80.00	348.97	321.43	332.75	200.13	348.97
47	85.00	358.03	327.60	340.40	207.81	358.03
48	90.00	367.04	333.67	348.10	215.48	367.04
49	92.50	377.84	340.87	357.49	224.70	377.84
50	95.00	391.39	349.65	369.39	236.33	391.39
51	96.50	400.07	355.11	377.09	243.80	400.07
52	98.00	409.21	360.71	385.26	251.71	409.21
53	99.00	414.56	363.91	390.04	256.34	414.56
54	100.00	414.56	363.91	390.04	256.34	414.56
55						
56	<b>Oil User Properties: Ac.cíclico</b>				BasisLiquid Vol	
57						
58	Percent					
59	0.00					
60	1.00					
61	2.00					
62	3.50					
63						
64	Remarks:					
65						
66	Date:	Wed Mar 11 15:16:47 1998	Version:	NetVers v1.5 (Build 1685)	Page No:	4 Of: 5

\* Specified by user.

92

Ac.cíclico

Oil User Properties: Ac.cíclico

Basis Liquid Vol

8	5.00			
9	7.50			
10	10.00			
11	12.50			
12	15.00			
13	17.50			
14	20.00			
15	25.00			
16	30.00			
17	35.00			
18	40.00			
19	45.00			
20	50.00			
21	55.00			
22	60.00			
23	65.00			
24	70.00			
25	75.00			
26	80.00			
27	85.00			
28	90.00			
29	92.50			
30	95.00			
31	96.50			
32	98.00			
33	99.00			
34	100.00			

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

Remarks:

\* Specified by user.

1 **HYSYS Assay Oil Characterization Specs sheet** **FCC2AaM1b(1)Ta.hsc**

2  
3  
4 **AcDecant.**

5  
6  
7 **Data Type: ASTM D86**

8 Conversion Type: API 1988 Cracking: Disabled

9 Correct Bar. Pressure: Disabled Extrapolation: --

10 Light Ends Status : Ignore

11  
12 **Bulk Properties Input Data**

14	Molecular Weight	---	Viscosity1 Temperature (C)	37.78 *
15	Mass Density (kg/m3)	---	Viscosity1 (cP)	---
16	Watson Uopk	---	Viscosity2 Temperature (C)	98.89 *
17			Viscosity2 (cP)	---

18  
19 **Boiling Temperature Table**

20	Assay Percent	Temperature (C)
21	0.0000 *	231.7 *
22	10.00 *	353.9 *
23	50.00 *	420.6 *
24	90.00 *	501.7 *
25	100.0 *	560.0 *

26  
27 **Input Data Status**

28 Molecular Weight : Not Used Density : Not Used Viscosity : Not Used

29  
30 **Correlation Set: Default Set**

31	Low Temp (C)	High Temp (C)	Molecular Weight	Specific Gravity
32	-273.1	1200.	Two critical property correlation 1983	Katz Firoozabadi

33  
34 **User Curve Table**

35 Name : Table Type : --- Bulk Value : ---

37	Assay Percent	Value
38		

39  
40 **Assay Working Curves Summary**

41	Point #	Moles	Cum. Moles	NBP	MWT	Mass Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
42								
43	0.0000	0.0000	0.0000	195.6 C	157.3	795.2	0.9794	0.4821
44	1.000	0.01000	0.01000	205.6 C	164.5	800.4	1.098	0.5229
45	2.000	0.01000	0.02000	224.6 C	179.3	810.0	1.377	0.6131
46	3.000	0.01000	0.03000	242.8 C	194.5	818.5	1.720	0.7155
47	4.000	0.01000	0.04000	259.9 C	209.9	826.2	2.139	0.8312
48	5.000	0.01000	0.05000	276.1 C	225.3	833.2	2.647	0.9605
49	6.000	0.01000	0.06000	291.9 C	241.1	839.9	3.284	1.110
50	7.000	0.01000	0.07000	307.2 C	257.3	846.4	4.084	1.282
51	8.000	0.01000	0.08000	321.4 C	272.7	852.3	5.036	1.469
52	9.000	0.01000	0.09000	334.1 C	286.8	857.6	6.125	1.666
53	10.00	0.01000	0.1000	345.1 C	299.2	862.2	7.308	1.863
54	11.00	0.02500	0.1250	352.3 C	307.2	865.2	8.223	2.005
55	12.00	0.02500	0.1500	357.3 C	312.8	867.3	8.954	2.114
56	13.00	0.02500	0.1750	362.4 C	318.5	869.4	9.762	2.230
57	14.00	0.02500	0.2000	367.4 C	324.0	871.5	10.66	2.354
58	15.00	0.02500	0.2250	372.4 C	329.5	873.6	11.65	2.485
59	16.00	0.02500	0.2500	377.3 C	334.9	875.7	12.75	2.626
60	17.00	0.02500	0.2750	382.3 C	340.1	877.8	13.97	2.775
61	18.00	0.02500	0.3000	387.2 C	345.2	879.8	15.33	2.934
62	19.00	0.02500	0.3250	392.1 C	350.2	881.9	16.84	3.103

63  
64 Remarks:

\* Specified by user.

94

AcDecant.

Assay Working Curves Summary

Point #	Moles	Cum. Moles	NBP	MWT	Mass Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
10	20.00	0.02500	396.9 C	356.6	883.9	18.51	3.281
11	21.00	0.02500	401.8 C	363.7	885.9	20.38	3.472
12	22.00	0.02500	406.6 C	370.8	887.8	22.47	3.677
13	23.00	0.02500	411.3 C	377.7	889.8	24.78	3.892
14	24.00	0.02500	415.9 C	384.4	891.7	27.33	4.119
15	25.00	0.02500	420.7 C	391.4	893.6	30.29	4.371
16	26.00	0.02500	425.7 C	398.6	895.6	33.81	4.654
17	27.00	0.02500	431.3 C	406.6	897.9	38.32	4.998
18	28.00	0.02500	437.5 C	415.5	900.3	44.16	5.415
19	29.00	0.02500	443.9 C	424.6	902.8	51.31	5.890
20	30.00	0.02500	450.4 C	433.8	905.3	60.03	6.429
21	31.00	0.02500	456.9 C	443.0	907.7	70.44	7.024
22	32.00	0.02500	463.3 C	452.0	910.1	82.74	7.674
23	33.00	0.02500	469.6 C	461.0	912.3	97.32	8.387
24	34.00	0.02500	475.7 C	469.8	914.5	114.5	9.163
25	35.00	0.02500	481.6 C	478.2	916.5	133.9	9.973
26	36.00	0.02500	487.1 C	486.1	918.3	155.5	10.81
27	37.00	0.02500	492.5 C	494.0	920.0	180.4	11.72
28	38.00	0.02500	497.8 C	501.8	921.6	209.5	12.69
29	39.00	0.02500	503.3 C	510.0	923.2	244.7	13.80
30	40.00	0.02500	509.0 C	518.5	924.8	287.6	15.04
31	41.00	0.01500	513.5 C	525.5	925.9	327.4	16.12
32	42.00	0.01500	517.0 C	530.8	926.8	361.7	17.01
33	43.00	0.01500	519.7 C	535.1	927.5	391.6	17.74
34	44.00	0.01500	524.5 C	542.8	928.6	450.0	19.11
35	45.00	0.01500	534.0 C	558.3	930.5	591.5	22.13
36	46.00	0.01500	544.4 C	573.4	934.5	860.0	26.74
37	47.00	0.01500	555.5 C	589.9	938.7	1310.	33.00
38	48.00	0.01500	567.2 C	607.6	943.1	2086.	41.52
39	49.00	0.01500	579.4 C	626.8	947.6	3254.	53.43
40	50.00	0.01500	592.4 C	647.9	952.4	4323.	70.64

Remarks:

\* Specified by user.

93

1 **HYSYS Blend Specs sheet** **FCC2AaM1b(1)Ta.hsc**

2  
3  
4 **Ac.Decant.**

5  
6  
7 **Oil Flow Information**

8	Oil	Flow Units	Oil Flow Rate
9	AcDecant.	Liquid Vol	22.68 m3/h *

10 **Cut Ranges: Auto Cut**

11  
12 **Bulk Data**

14	Molecular Weight:	---	Mass Density:	---	Watson Uopk:	---
15	Viscosity 1 Temp:	37.78 C *	Viscosity 1:	---	Viscosity 2 Temp:	98.89 C *
16					Viscosity 2:	---

17 **Correlations: Default Set**

18	Low End T (C)	High End T (C)	Tc	Pc	W	Cp
19	-273.15	1200.00	Lee_Kesler	Lee_Kesler	Lee_Kesler	Lee_Kesler

21 **Component Properties: Ac.Decant.**

23	Comp Name	NBP (C)	Mol Wt.	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
25	NBP_203	202.94	160.17	797.21	1.0214	0.49666
26	NBP_217	217.40	166.21	801.51	1.1231	0.53121
27	NBP_232	231.87	177.85	809.01	1.3414	0.60189
28	NBP_246	246.33	190.25	816.16	1.6110	0.68380
29	NBP_261	260.82	203.30	822.94	1.9422	0.77797
30	NBP_275	275.20	217.00	829.47	2.3517	0.88657
31	NBP_290	289.65	231.25	835.76	2.8586	1.0115
32	NBP_304	304.21	246.33	842.02	3.5064	1.1590
33	NBP_319	318.74	262.44	848.38	4.3596	1.3375
34	NBP_333	333.43	279.51	854.88	5.5059	1.5557
35	NBP_351	351.20	301.93	863.22	7.5636	1.9030
36	NBP_362	361.89	315.60	868.31	9.2744	2.1610
37	NBP_376	376.41	331.65	874.39	11.979	2.5282
38	NBP_391	390.91	346.90	880.46	15.697	2.9753
39	NBP_405	405.40	366.05	886.47	20.887	3.5231
40	NBP_420	419.53	386.74	892.27	28.042	4.1810
41	NBP_441	440.82	416.26	900.48	44.321	5.4258
42	NBP_470	470.49	458.49	911.67	91.903	8.1286
43	NBP_498	498.33	499.28	921.06	197.04	12.284
44	NBP_521	520.75	534.82	927.42	384.02	17.558
45	NBP_555	555.46	582.21	936.65	1053.1	29.604
46	NBP_584	584.26	625.19	947.17	3098.2	51.713

47	Comp Name	Critical Temp (C)	Critical Press (bar)	Accentric Fac.	Watson K
49	NBP_203	384.62	22.162	0.51395	11.891
50	NBP_217	397.51	20.911	0.54730	11.945
51	NBP_232	411.23	19.967	0.57824	11.950
52	NBP_246	424.72	19.058	0.61000	11.957
53	NBP_261	438.02	18.180	0.64267	11.968
54	NBP_275	451.05	17.348	0.67579	11.979
55	NBP_290	463.97	16.546	0.70984	11.993
56	NBP_304	476.87	15.781	0.74468	12.005
57	NBP_319	489.70	15.070	0.77970	12.014
58	NBP_333	502.63	14.395	0.81544	12.021
59	NBP_351	518.36	13.655	0.85844	12.020
60	NBP_362	527.82	13.238	0.88442	12.017
61	NBP_376	540.30	12.656	0.92121	12.024
62	NBP_391	552.71	12.106	0.95546	12.029

64 **Remarks:**

\* Specified by user.

Ac.Decant.

Component Properties: Ac.Decant.

Comp Name	Critical Temp (C)	Critical Press (bar)	Accentric Fac.	Watson K
NBP_405	565.06	11.583	0.98999	12.034
NBP_420	577.03	11.097	1.0233	12.038
NBP_441	594.79	10.387	1.0733	12.049
NBP_470	619.31	9.4743	1.1415	12.064
NBP_498	641.74	8.6586	1.2055	12.088
NBP_521	659.22	8.0148	1.2579	12.121
NBP_555	685.85	7.0942	1.3378	12.174
NBP_584	709.07	6.4982	1.3970	12.176

Component Breakdown: Ac.Decant.

Comp Name	Liquid Vol %	LiqVol % Cum	Vol Flow (m3/h)	Mass Flow (kg/h)	Molar Flow (kgmole/h)
NBP_203	0.7334	0.7334	0.16634	132.61	0.82796
NBP_217	0.7620	1.4954	0.17285	138.54	0.83351
NBP_232	0.7937	2.2891	0.18003	145.65	0.81891
NBP_246	0.8288	3.1179	0.18799	153.43	0.80649
NBP_261	0.8728	3.9907	0.19797	162.92	0.80136
NBP_275	0.9059	4.8966	0.20548	170.44	0.78542
NBP_290	0.9229	5.8195	0.20933	174.95	0.75653
NBP_304	0.9608	6.7803	0.21793	183.50	0.74493
NBP_319	1.0519	7.8322	0.23859	202.42	0.77128
NBP_333	1.2260	9.0581	0.27808	237.72	0.85049
NBP_351	3.3393	12.3974	0.75742	653.82	2.1654
NBP_362	7.2512	19.6486	1.6447	1428.1	4.5252
NBP_376	7.2668	26.9154	1.6483	1441.2	4.3457
NBP_391	7.4219	34.3374	1.6835	1482.2	4.2728
NBP_405	7.5926	41.9299	1.7222	1526.7	4.1706
NBP_420	7.4226	49.3525	1.6836	1502.2	3.8843
NBP_441	11.4172	60.7696	2.5897	2331.9	5.6021
NBP_470	11.6985	72.4681	2.6535	2419.1	5.2763
NBP_498	13.0249	85.4930	2.9543	2721.1	5.4501
NBP_521	7.3642	92.8572	1.6704	1549.1	2.8966
NBP_555	3.7716	96.6287	0.85547	801.28	1.3763
NBP_584	3.3713	100.0000	0.76468	724.29	1.1585
Total :			22.682	20283.	53.121

Molar Compositions

	Ac.Decant.
Hydrogen	0.0000
H2O	0.0000
H2S	0.0000
Nitrogen	0.0000
CO	0.0000
CO2	0.0000
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Ethylene	0.0000
Propene	0.0000
Propane	0.0000
1-Butene	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Pentane	0.0000

Remarks:

\* Specified by user.



**HYSYS Blend Specsheat**

**FCC2AaM1b(1)Ta.hsc**

**Ac.Decant.**

**Molar Compositions**

	Ac.Decant.			
9	DEAmine	0.0000		
10	NBP_203	0.0156		
11	NBP_217	0.0157		
12	NBP_232	0.0154		
13	NBP_246	0.0152		
14	NBP_261	0.0151		
15	NBP_275	0.0148		
16	NBP_290	0.0142		
17	NBP_304	0.0140		
18	NBP_319	0.0145		
19	NBP_333	0.0160		
20	NBP_351	0.0408		
21	NBP_362	0.0852		
22	NBP_376	0.0818		
23	NBP_391	0.0804		
24	NBP_405	0.0785		
25	NBP_420	0.0731		
26	NBP_441	0.1055		
27	NBP_470	0.0993		
28	NBP_498	0.1026		
29	NBP_521	0.0545		
30	NBP_555	0.0259		
31	NBP_584	0.0218		

**Oil Properties: Ac.Decant.**

**Basis:Liquid Vol**

Percent	Critical Temp (C)	Critical Pressure (bar)	Accentric Factor	Molecular Weight
0.00	378.41	22.932	0.49630	159.05
1.00	395.50	21.072	0.54250	164.84
2.00	413.07	19.842	0.58249	179.49
3.50	437.20	18.234	0.64061	202.47
5.00	458.96	16.854	0.69652	225.64
7.50	492.05	14.944	0.78618	265.48
10.00	514.60	13.825	0.84824	296.30
12.50	521.52	13.513	0.86713	306.51
15.00	527.64	13.249	0.88386	315.34
17.50	530.39	13.119	0.89191	319.06
20.00	534.71	12.917	0.90466	324.65
25.00	543.23	12.524	0.92940	335.14
30.00	551.67	12.151	0.95259	345.53
35.00	559.95	11.797	0.97569	357.75
40.00	567.99	11.464	0.99813	371.02
45.00	575.97	11.140	1.0203	384.89
50.00	584.92	10.777	1.0455	399.89
55.00	594.67	10.392	1.0729	416.06
60.00	605.24	9.9896	1.1023	434.05
65.00	615.92	9.5968	1.1321	452.54
70.00	625.72	9.2417	1.1596	469.79
75.00	634.78	8.9128	1.1854	486.19
80.00	643.49	8.5896	1.2108	502.84
85.00	652.06	8.2665	1.2364	520.26
90.00	662.42	7.8876	1.2682	540.44
92.50	673.71	7.4768	1.3031	560.39
95.00	687.37	7.0503	1.3420	584.95

Remarks:

\* Specified by user.

98

# HYSYS Blend Specsheat

FCC2AaM1b(1)Ta.hsc

## Ac.Decant.

### Oil Properties: Ac.Decant.

Basis:Liquid Vol

Percent	Critical Temp (C)	Critical Pressure (bar)	Accentric Factor	Molecular Weight
96.50	696.69	6.7966	1.3666	602.04
98.00	706.84	6.5491	1.3917	620.98
99.00	713.53	6.3951	1.4083	633.45
100.00	720.03	6.2504	1.4249	645.48

Percent	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
0.00	794.53	1.0018	0.48973
1.00	798.97	1.0995	0.52332
2.00	808.37	1.3747	0.61229
3.50	820.87	1.9194	0.77169
5.00	831.66	2.6480	0.96070
7.50	847.85	4.5438	1.3741
10.00	859.42	6.9713	1.8082
12.50	863.19	8.0978	1.9858
15.00	866.47	9.2143	2.1535
17.50	867.86	9.7814	2.2333
20.00	869.96	10.683	2.3576
25.00	874.06	12.749	2.6256
30.00	878.17	15.333	2.9339
35.00	882.21	18.519	3.2822
40.00	886.12	22.413	3.6715
45.00	889.97	27.302	4.1171
50.00	894.15	34.194	4.6844
55.00	898.61	44.174	5.4156
60.00	903.48	59.803	6.4131
65.00	908.32	82.637	7.6678
70.00	912.63	113.08	9.1018
75.00	916.43	153.76	10.749
80.00	919.84	210.64	12.730
85.00	922.96	292.19	15.168
90.00	926.92	445.92	18.971
92.50	930.17	643.95	22.955
95.00	935.38	1123.7	30.614
96.50	939.39	1704.6	37.972
98.00	944.16	2771.9	48.822
99.00	947.29	3811.4	57.559
100.00	950.23	5155.9	67.289

### Oil BP Temperatures: Ac.Decant.

Basis:Liquid Vol

Percent	True BP Temp (C)	D86 Temp (C)	D86 Corr. (C)	D1160 Vac. (C)	D1160 ATM (C)
0.00	206.80	250.93	250.93	91.763	217.96
1.00	215.57	255.86	258.98	99.864	227.97
2.00	233.83	270.56	274.73	116.24	248.09
3.50	259.92	289.32	295.35	138.67	275.43
5.00	284.03	304.69	312.84	158.52	299.40
7.50	321.40	325.71	338.04	187.96	334.56
10.00	346.97	338.75	354.69	207.45	357.60
12.50	354.78	342.59	359.77	213.30	364.49
15.00	361.69	345.93	364.27	218.51	370.59
17.50	364.86	347.46	366.37	220.86	373.35
20.00	369.87	349.86	369.68	224.61	377.73
25.00	379.82	354.58	376.32	232.03	386.39

Remarks:

\* Specified by user.

99

2  
3  
4 **Ac.Decant.**

5  
6  
7 **Oil BP Temperatures: Ac.Decant.** **Basis:Liquid Vol**

8	Percent	True BP Temp (C)	D86 Temp (C)	D86 Corr. (C)	D1160 Vac. (C)	D1160 ATM (C)
9	30.00	389.68	359.20	383.03	239.38	394.93
10	35.00	399.39	363.74	389.79	246.63	403.34
11	40.00	408.84	368.12	396.51	253.64	411.44
12	45.00	418.27	372.48	403.41	260.65	419.53
13	50.00	428.96	377.46	411.59	269.14	429.27
14	55.00	440.67	382.92	420.90	278.90	440.44
15	60.00	453.41	388.85	431.53	290.05	453.15
16	65.00	466.35	394.72	442.63	301.64	466.28
17	70.00	478.36	400.00	453.14	312.35	478.37
18	75.00	489.59	404.76	463.14	322.35	489.60
19	80.00	500.57	409.25	472.99	332.16	500.58
20	85.00	511.57	413.51	482.84	342.04	511.59
21	90.00	525.02	418.48	494.91	354.14	525.02
22	92.50	539.86	423.52	507.94	367.60	539.86
23	95.00	557.36	428.86	522.60	383.56	557.37
24	96.50	568.99	432.05	531.88	394.23	569.00
25	98.00	581.52	435.28	541.64	405.77	581.53
26	99.00	584.26	435.96	543.75	408.29	584.26
27	100.00	584.26	435.96	543.75	408.29	584.26

28  
29 **Oil User Properties: Ac.Decant.** **Basis:Liquid Vol**

30	Percent			
31	0.00			
32	1.00			
33	2.00			
34	3.50			
35	5.00			
36	7.50			
37	10.00			
38	12.50			
39	15.00			
40	17.50			
41	20.00			
42	25.00			
43	30.00			
44	35.00			
45	40.00			
46	45.00			
47	50.00			
48	55.00			
49	60.00			
50	65.00			
51	70.00			
52	75.00			
53	80.00			
54	85.00			
55	90.00			
56	92.50			
57	95.00			
58	96.50			
59	98.00			
60	99.00			
61	100.00			

62  
63  
64 **Remarks:**

\* Specified by user.

100

2  
3  
4 **GDebut.**

5  
6 **Data Type: ASTM D86**

7  
8 Conversion Type: API 1988

Cracking: Disabled

9 Correct Bar. Pressure: Disabled

Extrapolation: ---

10 Light Ends Status : Ignore

11  
12 **Bulk Properties Input Data**

14	Molecular Weight	---	Viscosity1 Temperature (C)	37.78 *
15	Mass Density (kg/m3)	---	Viscosity1 (cP)	---
16	Watson Uopk	---	Viscosity2 Temperature (C)	98.89 *
17			Viscosity2 (cP)	---

18  
19 **Boiling Temperature Table**

20	Assay Percent	Temperature (C)
21	0.0000 *	45.56 *
22	10.00 *	67.78 *
23	50.00 *	120.0 *
24	90.00 *	195.6 *
25	100.0 *	225.6 *

26  
27 **Input Data Status**

28 Molecular Weight : Not Used

Density : Not Used

Viscosity : Not Used

29  
30 **Correlation Set: Default Set**

31	Low Temp (C)	High Temp (C)	Molecular Weight	Specific Gravity
32	-273.1	1200.	Two critical property correlation 1983	Katz Firoozabadi

33  
34 **User Curve Table**

35 Name :

Table Type : ---

Bulk Value : ---

36  
37 Assay Percent

Value

38  
39  
40 **Assay Working Curves Summary**

41	Point #	Moles	Cum. Moles	NBP	MWT	Mass Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
43	0.0000	0.0000	0.0000	22.55 C	66.66	613.6	0.1867	0.1070
44	1.000	0.02000	0.02000	24.86 C	67.60	615.5	0.1914	0.1096
45	2.000	0.02000	0.04000	29.68 C	69.58	619.6	0.2016	0.1151
46	3.000	0.02000	0.06000	34.73 C	71.69	623.8	0.2123	0.1210
47	4.000	0.02000	0.08000	39.95 C	73.16	654.7	0.2394	0.1359
48	5.000	0.02000	0.1000	45.11 C	75.25	662.2	0.2505	0.1426
49	6.000	0.02000	0.1200	49.26 C	76.96	667.9	0.2589	0.1477
50	7.000	0.02000	0.1400	52.55 C	78.33	672.4	0.2652	0.1517
51	8.000	0.02000	0.1600	56.49 C	79.99	677.6	0.2722	0.1562
52	9.000	0.02000	0.1800	61.78 C	82.25	684.4	0.2809	0.1621
53	10.00	0.02000	0.2000	67.95 C	84.94	691.9	0.2832	0.1772
54	11.00	0.02000	0.2200	73.41 C	87.36	698.4	0.2973	0.1845
55	12.00	0.02000	0.2400	77.80 C	89.34	703.4	0.3092	0.1906
56	13.00	0.02000	0.2600	81.75 C	91.14	707.8	0.3204	0.1964
57	14.00	0.02000	0.2800	85.32 C	92.79	711.6	0.3310	0.2017
58	15.00	0.02000	0.3000	88.59 C	94.36	715.0	0.3410	0.2067
59	16.00	0.02000	0.3200	91.84 C	95.93	718.4	0.3513	0.2119
60	17.00	0.02000	0.3400	95.13 C	97.58	721.7	0.3621	0.2172
61	18.00	0.02000	0.3600	98.29 C	99.17	724.8	0.3728	0.2225
62	19.00	0.02000	0.3800	101.4 C	100.7	727.8	0.3835	0.2278

63  
64 Remarks:

65 Date:

Wed Mar 11 15:17:50 1998

HYSYS NetVers v1.5 (Build 1685)

Page No:

1

Of:

2

**HYSYS Assay Oil Characterization Specs sheet FCC2AaM1b(1)Ta.hsc**

**GDebut.**

**Assay Working Curves Summary**

Point #	Moles	Cum. Moles	NBP	MWT	Mass Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
20.00	0.02000	0.4000	104.4 C	102.3	730.6	0.3944	0.2330
21.00	0.02000	0.4200	107.2 C	103.8	733.2	0.4050	0.2382
22.00	0.02000	0.4400	109.9 C	105.2	735.7	0.4155	0.2432
23.00	0.02000	0.4600	112.7 C	106.8	738.2	0.4266	0.2485
24.00	0.02000	0.4800	115.7 C	108.4	740.7	0.4385	0.2542
25.00	0.02000	0.5000	118.8 C	110.0	743.4	0.4513	0.2603
26.00	0.02000	0.5200	122.6 C	112.1	746.6	0.4678	0.2680
27.00	0.02000	0.5400	127.1 C	114.5	750.2	0.4881	0.2775
28.00	0.02000	0.5600	131.6 C	117.0	753.8	0.5108	0.2900
29.00	0.02000	0.5800	136.2 C	119.5	757.3	0.5331	0.3002
30.00	0.02000	0.6000	140.6 C	122.0	760.6	0.5558	0.3106
31.00	0.02000	0.6200	144.1 C	124.0	763.1	0.5743	0.3189
32.00	0.02000	0.6400	146.6 C	125.5	764.9	0.5881	0.3251
33.00	0.02000	0.6600	149.1 C	126.9	766.6	0.6019	0.3313
34.00	0.02000	0.6800	151.6 C	128.4	768.4	0.6163	0.3377
35.00	0.02000	0.7000	154.2 C	130.0	770.2	0.6317	0.3446
36.00	0.02000	0.7200	157.7 C	132.1	772.5	0.6528	0.3538
37.00	0.02000	0.7400	162.1 C	134.9	775.4	0.6802	0.3659
38.00	0.02000	0.7600	166.7 C	137.8	778.3	0.7105	0.3790
39.00	0.02000	0.7800	171.7 C	141.0	781.4	0.7440	0.3935
40.00	0.02000	0.8000	176.8 C	144.3	784.5	0.7835	0.4094
41.00	0.02000	0.8200	182.0 C	147.8	787.6	0.8302	0.4269
42.00	0.02000	0.8400	187.3 C	151.4	790.6	0.8806	0.4453
43.00	0.02000	0.8600	192.6 C	155.1	793.5	0.9351	0.4649
44.00	0.02000	0.8800	197.9 C	158.9	796.4	0.9938	0.4855
45.00	0.02000	0.9000	203.2 C	162.8	799.2	1.057	0.5071
46.00	0.02000	0.9200	208.4 C	166.7	801.9	1.122	0.5290
47.00	0.02000	0.9400	213.4 C	170.5	804.5	1.190	0.5516
48.00	0.02000	0.9600	218.7 C	174.6	807.1	1.267	0.5762
49.00	0.02000	0.9800	224.1 C	178.9	809.7	1.352	0.6032
50.00	0.02000	1.000	229.8 C	183.6	812.4	1.449	0.6330

Remarks:

\* Specified by user.

2  
3  
4 **GDebut.**

5  
6 **Oil Flow Information**

Oil	Flow Units	Oil Flow Rate
GDebut	Liquid Vol	172.13 m3/h *

10 **Cut Ranges: Auto Cut**

11  
12 **Bulk Data**

Molecular Weight: ---	Mass Density: ---	Watson Uopk: ---
Viscosity 1 Temp: 37.78 C *	Viscosity 1: ---	Viscosity 2 Temp: 98.89 C *    Viscosity 2: ---

16 **Correlations: Default Set**

Low End T (C)	High End T (C)	Tc	Pc	W	Cp
-273.15	1200.00	Lee_Kesler	Lee_Kesler	Lee_Kesler	Lee_Kesler

21 **Component Properties: GDebut.**

Comp Name	NBP (C)	Mol Wt.	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
NBP_29	29.31	68.38	616.77	0.19535	0.11176
NBP_44	44.49	73.93	657.15	0.24476	0.13906
NBP_56	56.16	78.99	674.10	0.26805	0.15347
NBP_73	72.52	85.77	693.79	0.28710	0.18015
NBP_86	86.02	92.33	710.15	0.32797	0.20019
NBP_100	99.84	99.19	724.42	0.37285	0.22251
NBP_113	113.16	106.23	736.90	0.42255	0.24660
NBP_127	127.45	113.45	748.27	0.47927	0.27329
NBP_143	143.25	122.56	760.85	0.56063	0.31275
NBP_154	154.11	129.16	768.77	0.62315	0.34076
NBP_169	169.39	137.94	778.05	0.71192	0.37965
NBP_184	183.60	147.12	786.52	0.82036	0.42327
NBP_198	197.66	156.84	794.40	0.96100	0.47402
NBP_212	211.58	167.18	801.80	1.1309	0.53201
NBP_226	225.52	177.82	808.61	1.3300	0.59623

Comp Name	Critical Temp (C)	Critical Press (bar)	Accentric Fac.	Watson K
NBP_29	192.41	32.435	0.19639	13.212
NBP_44	211.34	32.600	0.22996	12.605
NBP_56	224.57	31.728	0.25204	12.436
NBP_73	243.76	31.378	0.28557	12.280
NBP_86	260.31	30.942	0.30530	12.152
NBP_100	276.50	30.030	0.32635	12.063
NBP_113	291.65	29.053	0.34755	11.998
NBP_127	307.30	27.897	0.37168	11.960
NBP_143	324.43	26.717	0.39878	11.915
NBP_154	335.91	25.898	0.41813	11.894
NBP_169	351.44	24.663	0.44717	11.890
NBP_184	365.69	23.584	0.47482	11.887
NBP_198	379.51	22.545	0.50309	11.889
NBP_212	392.95	21.556	0.53186	11.894
NBP_226	406.11	20.581	0.56176	11.906

57 **Component Breakdown: GDebut.**

Comp Name	Liquid Vol %	LiqVol % Cum	Vol Flow (m3/h)	Mass Flow (kg/h)	Molar Flow (kgmole/h)
NBP_29	5.7033	5.7033	9.8171	6054.9	88.553
NBP_44	6.0856	11.7889	10.475	6883.8	93.110

64 Remarks:

\* Specified by user.

(03)

2  
3  
4 **GDebut.**

5  
6  
7 **Component Breakdown: GDebut.**

8	Comp Name	Liquid Vol %	LiqVol % Cum	Vol Flow (m3/h)	Mass Flow (kg/h)	Molar Flow (kgmole/h)
9						
10	NBP_56	6.1246	17.9136	10.542	7106.6	89.965
11	NBP_73	5.4679	23.3815	9.4119	6529.9	76.132
12	NBP_86	8.0712	31.4527	13.893	9866.1	106.85
13	NBP_100	9.1122	40.5649	15.685	11362.	114.55
14	NBP_113	9.4538	50.0187	16.273	11991.	112.89
15	NBP_127	6.2925	56.3112	10.831	8104.8	71.439
16	NBP_143	8.3320	64.6432	14.342	10912.	89.033
17	NBP_154	8.6008	73.2441	14.805	11381.	88.120
18	NBP_169	5.6871	78.9311	9.7892	7616.5	55.217
19	NBP_184	5.3302	84.2613	9.1749	7216.2	49.050
20	NBP_198	5.2756	89.5370	9.0810	7213.9	45.994
21	NBP_212	5.4627	94.9997	9.4030	7539.3	45.096
22	NBP_226	5.0003	100.0000	8.6071	6959.7	39.140
23			Total :	172.13	1.2674e+05	1165.1

24 **Molar Compositions**

25	GDebut.					
26						
27	Hydrogen	0.0000				
28	H2O	0.0000				
29	H2S	0.0000				
30	Nitrogen	0.0000				
31	CO	0.0000				
32	CO2	0.0000				
33	Methane	0.0000				
34	Ethane	0.0000				
35	Ethylene	0.0000				
36	Propene	0.0000				
37	Propane	0.0000				
38	1-Butene	0.0000				
39	n-Butane	0.0000				
40	i-Butane	0.0000				
41	n-Pentane	0.0000				
42	DEAmine	0.0000				
43	NBP_29	0.0760				
44	NBP_44	0.0799				
45	NBP_56	0.0772				
46	NBP_73	0.0653				
47	NBP_86	0.0917				
48	NBP_100	0.0983				
49	NBP_113	0.0969				
50	NBP_127	0.0613				
51	NBP_143	0.0764				
52	NBP_154	0.0756				
53	NBP_169	0.0474				
54	NBP_184	0.0421				
55	NBP_198	0.0395				
56	NBP_212	0.0387				
57	NBP_226	0.0336				

58 **Oil Properties: GDebut.** Basis: Liquid Vol

59	Percent	Critical Temp (C)	Critical Pressure (bar)	Accentric Factor	Molecular Weight
60					
61					
62	0.00	181.07	32.356	0.17582	65.452
63					

64 Remarks:

\* Specified by user.

104

GDebut.

Oil Properties: GDebut.

BasisLiquid Vol

Percent	Critical Temp (C)	Critical Pressure (bar)	Accentric Factor	Molecular Weight
1.00	186.46	32.383	0.18584	66.631
2.00	189.67	32.411	0.19153	67.573
3.50	195.18	32.453	0.20144	69.102
5.00	200.83	32.495	0.21160	70.647
7.50	208.28	32.565	0.22472	72.904
10.00	214.14	32.376	0.23468	74.936
12.50	219.36	32.000	0.24337	76.945
15.00	225.02	31.716	0.25286	79.155
17.50	233.18	31.541	0.26745	82.026
20.00	241.63	31.409	0.28205	85.008
25.00	254.96	31.114	0.29966	90.134
30.00	265.61	30.692	0.31197	94.516
35.00	274.78	30.145	0.32402	98.431
40.00	282.95	29.638	0.33510	102.14
45.00	291.15	29.089	0.34681	105.99
50.00	300.68	28.385	0.36133	110.30
55.00	311.72	27.586	0.37860	115.73
60.00	323.41	26.786	0.39714	122.00
65.00	330.62	26.297	0.40884	126.08
70.00	337.93	25.737	0.42180	130.25
75.00	348.82	24.869	0.44217	136.38
80.00	361.47	23.900	0.46651	144.32
85.00	374.59	22.913	0.49287	153.29
90.00	387.30	21.972	0.51957	162.75
92.50	393.53	21.513	0.53313	167.64
95.00	399.77	21.051	0.54713	172.66
96.50	403.56	20.770	0.55582	175.74
98.00	407.37	20.492	0.56461	178.84
99.00	409.89	20.317	0.57033	180.87
100.00	412.40	20.145	0.57604	182.90

Percent	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
0.00	587.58	0.16687	0.096267
1.00	602.87	0.18200	0.10434
2.00	609.71	0.18909	0.10829
3.50	619.96	0.20026	0.11448
5.00	634.69	0.21706	0.12423
7.50	650.21	0.23697	0.13500
10.00	660.41	0.24937	0.14247
12.50	667.35	0.26119	0.14811
15.00	673.24	0.26852	0.15406
17.50	681.80	0.27624	0.16504
20.00	690.29	0.28465	0.17706
25.00	703.56	0.31217	0.19401
30.00	713.58	0.34204	0.20717
35.00	721.52	0.36777	0.21999
40.00	728.44	0.39321	0.23247
45.00	735.03	0.42081	0.24577
50.00	742.01	0.45379	0.26124
55.00	750.01	0.49862	0.28271
60.00	758.58	0.55532	0.31020
65.00	763.76	0.59395	0.32794
70.00	768.45	0.63362	0.34550

Remarks:

\* Specified by user.

105



2  
3  
4 **GDebut.**

5  
6 **Oil Properties: GDebut.** Basis: Liquid Vol

Percent	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
75.00	774.94	0.69530	0.37260
80.00	782.46	0.78514	0.40954
85.00	790.03	0.90691	0.45496
90.00	797.13	1.0553	0.50662
92.50	800.50	1.1389	0.53468
95.00	803.78	1.2302	0.56450
96.50	805.71	1.2890	0.58329
98.00	807.63	1.3508	0.60281
99.00	808.92	1.3933	0.61603
100.00	810.22	1.4372	0.62960

20 **Oil BP Temperatures: GDebut.** Basis: Liquid Vol

Percent	True BP Temp (C)	D86 Temp (C)	D86 Corr. (C)	D1160 Vac. (C)	D1160 ATM (C)
0.00	20.587	61.017	61.017	-43.658	45.188
1.00	23.748	62.385	62.385	-42.572	46.617
2.00	26.799	63.773	63.773	-41.531	47.984
3.50	31.167	65.880	65.880	-40.038	49.945
5.00	35.287	67.995	67.995	-38.601	51.831
7.50	41.601	71.468	71.468	-36.249	54.916
10.00	46.901	74.537	74.537	-33.904	57.986
12.50	51.524	77.342	77.342	-31.359	61.317
15.00	56.557	80.577	80.577	-28.209	65.434
17.50	63.555	85.201	85.201	-23.680	71.342
20.00	70.723	90.026	90.026	-18.888	77.579
25.00	81.687	97.635	97.635	-11.206	87.551
30.00	90.475	103.72	103.72	-4.8768	95.741
35.00	98.342	108.98	108.98	0.66239	102.89
40.00	105.44	113.69	113.69	5.2534	108.80
45.00	112.71	118.59	118.59	9.7883	114.63
50.00	121.37	124.59	124.59	15.337	121.74
55.00	131.51	131.94	131.94	22.712	131.17
60.00	142.31	140.06	140.06	31.423	142.27
65.00	149.03	145.21	145.21	36.759	149.04
70.00	156.07	150.99	150.99	42.308	156.07
75.00	166.79	160.19	160.19	50.796	166.79
80.00	179.37	171.52	171.52	60.798	179.37
85.00	192.63	183.74	183.74	71.388	192.63
90.00	205.69	195.90	195.90	81.873	205.69
92.50	212.19	201.92	201.92	87.106	212.19
95.00	218.84	208.04	208.04	92.475	218.84
96.50	222.85	211.70	211.70	95.717	222.85
98.00	226.86	215.32	215.32	98.965	226.86
99.00	229.53	217.71	217.71	101.13	229.53
100.00	232.19	220.08	220.08	103.29	232.19

55 **Oil User Properties: GDebut.** Basis: Liquid Vol

Percent			
0.00			
1.00			
2.00			
3.50			
5.00			

64 **Remarks:**

\* Specified by user.

GDebut.

Oil User Properties: GDebut.

Basis:Liquid Vol

8	7.50			
9	10.00			
10	12.50			
11	15.00			
12	17.50			
13	20.00			
14	25.00			
15	30.00			
16	35.00			
17	40.00			
18	45.00			
19	50.00			
20	55.00			
21	60.00			
22	65.00			
23	70.00			
24	75.00			
25	80.00			
26	85.00			
27	90.00			
28	92.50			
29	95.00			
30	96.50			
31	98.00			
32	99.00			
33	100.00			

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

Remarks:

\* Specified by user.

**APÉNDICE B.****ECUACIONES DE ESTADO.**

Las expresiones matemáticas que relacionan la presión, el volumen y la temperatura (PVT) de un sistema se conocen como ecuaciones de estado. Una buena ecuación de estado es quizás el mejor método para manejar muchos datos de PVT, y lo que es más importante, es el medio más eficiente y versátil para conocer las funciones termodinámicas a partir de esta información.

A pesar de que se han desarrollado muchas ecuaciones de estado, ninguna de ellas ha demostrado ser lo suficientemente poderosa como para satisfacer todas las áreas de aplicación científica y de ingeniería. Las diferentes aplicaciones de las ecuaciones de estado dependen de las condiciones del sistema con el cual se piensa utilizar. Afortunadamente, se ha podido hacer generalizaciones en cuanto a los límites o rangos adecuados de utilización de las diferentes ecuaciones. Por ejemplo, es bien sabido que existen varias ecuaciones que predicen con bastante exactitud las propiedades de los hidrocarburos dentro de ciertos rangos de PVT.

Para elegir la ecuación de estado que mejor representara los resultados de la simulación de la planta, se tomaron dos opciones, la ecuación de estado de Peng-Robinson-Stryjek-Vera (PRSV) y la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong (SRK), ya que estas ecuaciones son las que mejor representan a un sistema como el que se desea simular, es decir, son buenas para representar sistemas moderadamente no ideales, sistemas con hidrocarburos, etc.

Se realizó una comparación de los resultados de las simulaciones para cada una de las ecuaciones de estado propuestas con los resultados reales provenientes de datos de planos de la sección de fraccionamiento de la planta catalítica. Los datos comparados fueron: flujo másico de cada componente, Temperatura, Presión, y Fracción de Vapor para las corrientes producto de la planta. Dicha comparación sólo se realizó para el caso base, ya que a partir de éste se realiza la propuesta de mejoras.

La ecuación de estado elegida fue PRSV, ya que en la mayoría de los casos presenta un menor error, en las corrientes.

A continuación se muestran las tablas comparativas para cada ecuación de estado.

PENG-ROBINSON-STRYJEK-VERA

	Simul.	Real		Simul.	Real		Simul.	Real		Simul.	Real	
Flujo (lb/hr)	19	19	Error	25	25	Error	47	47	Error	48	48	%Error
Hydrogen	0.000	0.000	0	0.053	0	1	0.000	0	0	0.000	0	0
H2O	23.917	90.000	2.7629661	3.928	5	0.272752	0.000	1	0	0.000	0	0
H2S	0.000	0.000	0	0.796	1	0.2570451	0.000	0	0	0.000	0	0
CO, CO2, N2	0.000	0.000	0	0.426	0	1	0.000	0	0	0.000	0	0
C1	0.000	0.000	0	0.615	0	1	0.000	0	0	0.000	0	0
C2	0.000	0.000	0	1.272	1	0.2138365	0.002	161	80499	0.000	0	0
C3	0.000	0.000	0	5.592	5	0.1058655	27331.770	28664	0.0487429	4.897	518	104.779
C4	0.000	0.000	0	15.006	12	0.2003199	1822.033	327	0.8205301	60072.110	58850	0.020344
n-Pentane+	43028.8	94824	1.2037354	53277.46	53281	6.651E-05	0.000	0	0	0	369	
DEAmine	0	0	0	0	0	0	0.000	0	0	0.000	0	0
Vap. Frac.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Temp. (°F)	217.577	120	0.4484712	694.540	679	0.0223739	59.7765586	100	0.6728966	193.032	100	0.48195
Pressure (psia)	188.175	199.7	0.061245	28.53	28.53	0	118.696	264.7	1.2300667	216.696	119.7	0.447613
Mass Flow (lb/hr)	43052.7	94914.0	1.2046016	53305.1448	53305	2.716E-06	29153.80114	29153	2.748E-05	60077.00	59737	0.005659

Tabla B.1. Comparación de los datos reales con los datos obtenidos de la simulación con la ecuación de estado PRSV

109

	Simul.	Real		Simul.	Real		Simul.	Real	
Flujo (lb/hr)	41	41	%Error	60	60	%Error	Co65a	Co65a	%Error
Hydrogen	852.80076	855	0.0025788	0.000	0	0	0.000	0	0
H2O	130108.59	258	0.998017	0.000	0	0	0.000	0	0
H2S	3823.2349	0	1	0.000	0	0	0.000	0	0
CO, CO2, N2	5630.5109	4341	0.229022	0.000	0	0	0.000	0	0
C1	6425.5541	6594	0.026215	0.000	0	0	0.000	0	0
C2	8788.999	9452	0.0754353	0.000	0	0	0.000	0	0
C3	3166.5234	1546	0.5117674	0.000	0	0	0.000	0	0
C4	1092.0361	368	0.6630148	2.864	1645	573.37151	0.000	0	0
n-Pentane+	0	222	0	34670.137	42864	0.2363378	254634.383	210125	0.1747972
DEAmine	0.0009394	0	0	0	0	0	0	0	0
Vap. Frac.	1	1	0	0	0	0	0	0	0
Temp. (°F)	371.975	200	0.4623288	185.259	155	0.1633353	341.120	316	0.0736391
Pressure (psia)	214.7	144.7	0.3260363	51.696	51.7	7.738E-05	61.696	47	0.2382002
Mass Flow (lb/hr)	159888.26	23636	0.8521718	34673.0021	44509	0.2836789	254634.3834	210488	0.1733717

Tabla B.1. Comparación de los datos reales con los datos obtenidos de la simulación con la ecuación de estado PRSV

SOAVE-REDLICH-KWONG

	Simul.	Real		Simul.	Real		Simul.	Real		Simul.	Real	
Flujo (lb/hr)	19	19	Error	25	25	Error	47	47	Error	48	48	%Error
Hydrogen	0.000	0.000	0	0.065	0	1	0.000	0	0	0.000	0	0
H2O	23.917	90.000	2.76296606	4.624	5	0.08131488	0.000	1	0	0.000	0	0
H2S	0.000	0.000	0	0.867	1	0.15340254	0.000	0	0	0.000	0	0
CO, CO2, N2	0.000	0.000	0	0.464	0	1	0.000	0	0	0.000	0	0
C1	0.000	0.000	0	0.672	0	1	0.000	0	0	0.000	0	0
C2	0.000	0.000	0	1.371	1	0.2706054	0.002	161	80499	0.000	0	0
C3	0.000	0.000	0	5.963	5	0.16149589	27254.934	28664	0.0516995	4.791	518	107.119391
C4	0.000	0.000	0	15.832	12	0.24204144	1887.010	327	0.82671	66111.057	58850	0.1098312
n-Pentane+	43028.8	94824	1.20373544	53275.26	53281	0.00010774	0.000	0	0	0	369	0
DEAmine	0	0	0	0	0	0	0.000	0	1	0.000	0	0
Vap. Frac.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Temp. (°F)	217.577	120	0.4484712	694.540	679	0.02237394	59.7765586	100	0.6728966	193.032	100	0.48195009
Pressure (psia)	188.175	199.7	0.06124498	28.53	28.53	0	118.696	264.7	1.2300667	216.696	119.7	0.44761325
Mass Flow (lb/hr)	43052.7	94914.0	1.20460164	53305.4	53305	7.5039E-06	29141.946	29153	0.0003793	60077.00	59737	0.00565941

Tabla B.1. Comparación de los datos reales con los datos obtenidos de la simulación con la ecuación de estado SRK

110

	Simul.	Real		Simul.	Real		Simul.	Real	
Flujo (lb/hr)	41	41	%Error	60	60	%Error	Co65a	Co65a	%Error
Hydrogen	854.108	855	0.00104436	0.000	0	0	0.000	0	1
H2O	130097.3	258	0.99801687	0.000	0	0	0.000	0	1
H2S	3702.39	0	1	0.000	0	0	0.000	0	1
CO, CO2, N2	5629.889	4341	0.22893684	0.000	0	0	0.000	0	0
C1	6424.937	6594	0.02631357	0.000	0	0	0.000	0	0
C2	8822.367	9452	0.07136781	0.000	0	0	0.000	0	0
C3	3329.135	1546	0.53561511	0.000	0	0	0.000	0	0
C4	1119.405	368	0.67125393	7.391	1645	221.567988	0.000	0	0
n-Pentane+	0	222		34650.074	42864	0.23705364	219979.70	210125	0.0447982
DEAmine	0.001	0	0	0	0	0	0	0	0
Vap. Frac.	1	1	0	0	0	0	0	0	0
Temp. (°F)	371.975	200	0.46232879	185.259	155	0.16333525	341.120	316	0.0736391
Pressure (psia)	214.7	144.7	0.32603633	51.696	51.7	7.7375E-05	61.696	47	0.2382002
Mass Flow (lb/hr)	159979.532	23636	0.8522561	34657.465	44509	0.28425434	219979.700	210488	0.0431481

Tabla B.1. Comparación de los datos reales con los datos obtenidos de la simulación con la ecuación de estado SRK