

43

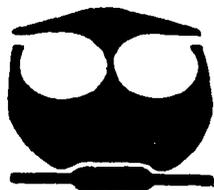


**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO**

**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

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

## 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...**

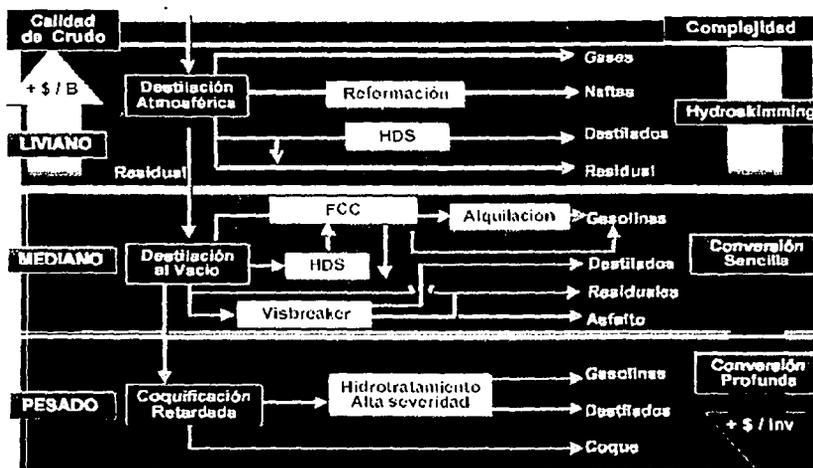
principalmente por su amistad, por todo el tiempo que convivimos, por que con ellos aprendí lo importante y valiosos que es el trabajo en equipo.

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>   | <b>3</b>    |
| <b>CAPÍTULO 1. INGENIERÍA DE PROCESOS.</b>                        | <b>5</b>    |
| <b>CAPÍTULO 2. SIMULACIÓN DE PROCESOS.</b>                        | <b>9</b>    |
| - Enfoques de los Sistemas de Simulación.                         | 12          |
| ➤ Orientación Modular.  | 13          |
| ➤ Enfoque Modular Secuencial.                                     | 15          |
| ➤ Enfoque Modular Simultáneo.                                     | 16          |
| <b>CAPÍTULO 3. SIMULADOR HYSYS.</b>                               | <b>20</b>   |
| <b>CAPÍTULO 4. PLANTA CATALÍTICA DE TULA.</b>                     | <b>22</b>   |
| ➤ 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>                    | <b>33</b>   |
| ➤ Pasos a seguir en una simulación.                               | 33          |
| ➤ Esquema de Simulación.  | 37          |
| <b>CAPÍTULO 6. RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN.</b>                   | <b>42</b>   |
| <b>CAPÍTULO 7. OPTIMIZACIÓN DE LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO.</b> | <b>57</b>   |
| <b>PROPUESTA DE MEJORAS.</b>                                      |             |
| ➤ Resultados de las propuestas.                                   | 63          |
| <b>CAPÍTULO 8. CONCLUSIONES.</b>                                  | <b>81</b>   |
| <b>BIBLIOGRAFIA.</b>  | <b>84</b>   |
| <b>APÉNDICE A.</b>  | <b>86</b>   |
| <b>APÉNDICE B.</b>  | <b>108</b>  |

## 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.

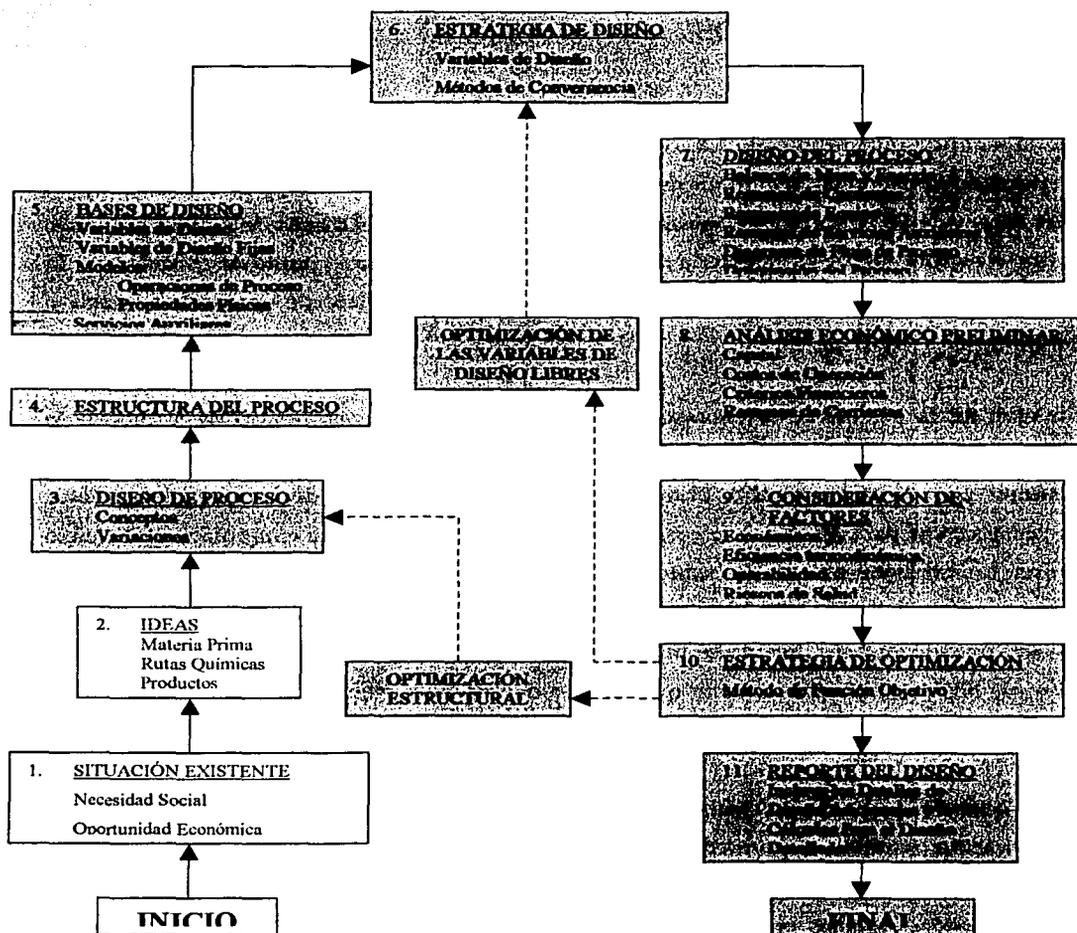


Figura 1.1: Etapas en el desarrollo del diseño de procesos: Síntesis, análisis y optimización

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.

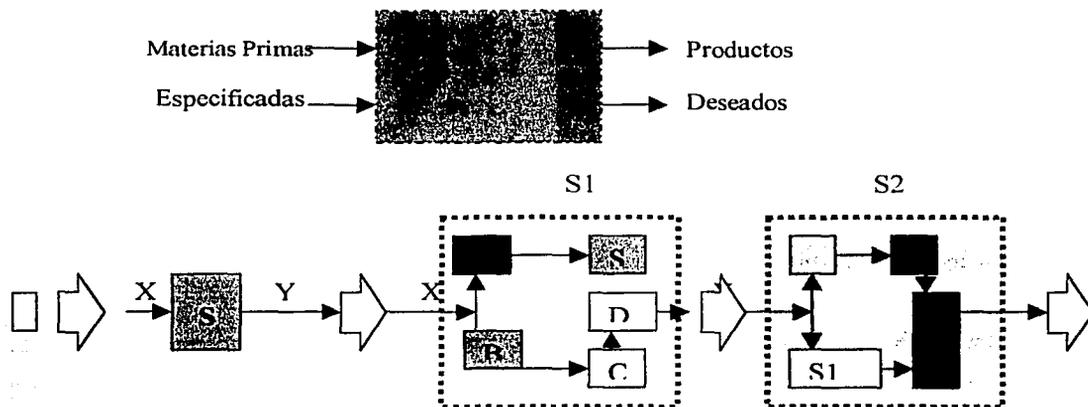


Fig 1.2 Concepto fundamental de la etapa de síntesis

#### 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.

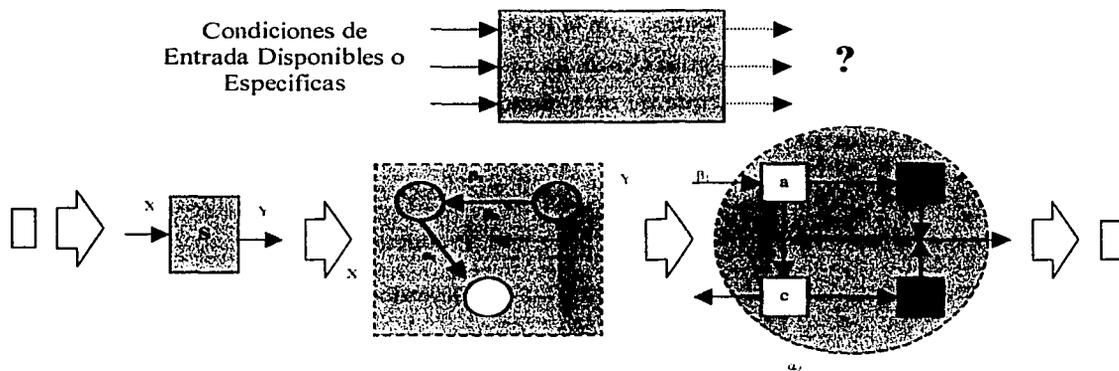


Fig. 1.3 La Etapa de Análisis como un Subsistema.

### 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.

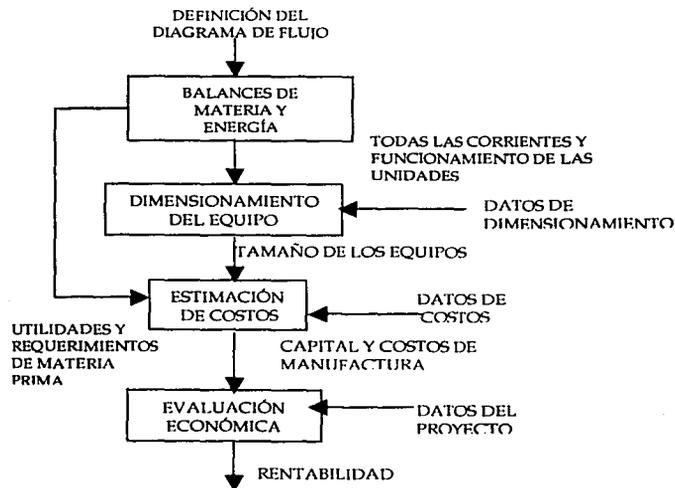
## CAPÍTULO 2. SIMULACIÓN DE PROCESOS.

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.

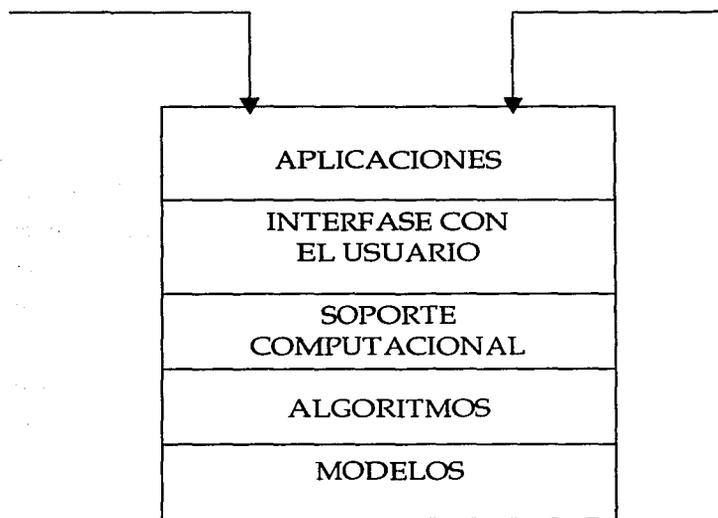


Figura 2.2: Elementos de un Sistema de Simulación de Procesos

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.

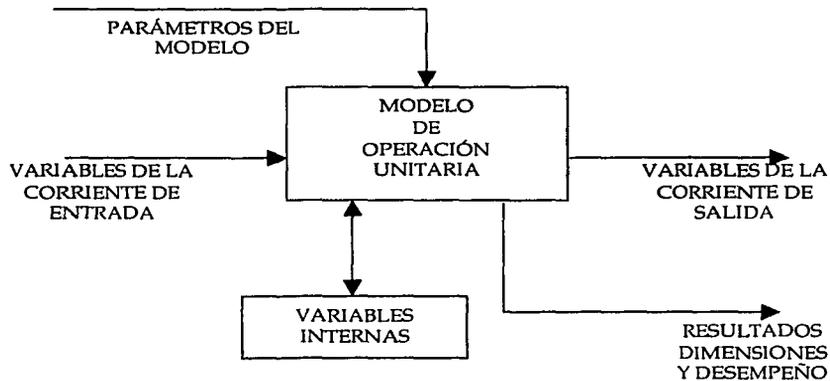
Las *aplicaciones* son el último elemento dentro del sistema de simulación. Las adecuadas aplicaciones del sistema de simulación justifican todo el desarrollo del mismo; es necesario conocer de antemano algunas de las formas en que un sistema de simulación se va a utilizar para sentar las bases sobre 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.

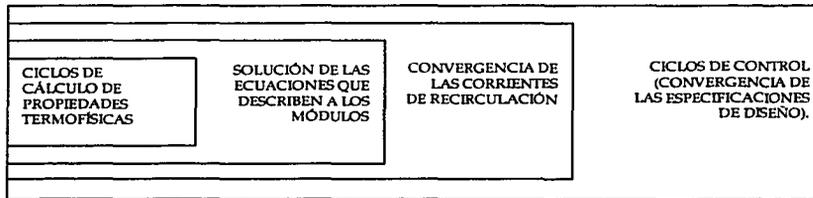
Las ecuaciones que describen las conexiones entre los diferentes módulos se manejan de manera que el programa principal transfiere los valores de la salida de un módulo como valores de entrada del siguiente módulo. Las especificaciones simples, tales como los datos de las corrientes de entrada y los 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:**

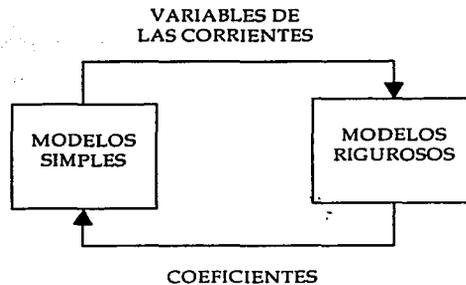
El enfoque modular simultáneo ha demostrado ser uno de los más eficientes y sus aplicaciones se han venido desarrollando últimamente. Surge de las ideas presentadas en los trabajos en los que ha sido llamado enfoque de doble rompimiento o "Two tier" (Rosen, 1962); o como una diferente aproximación a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

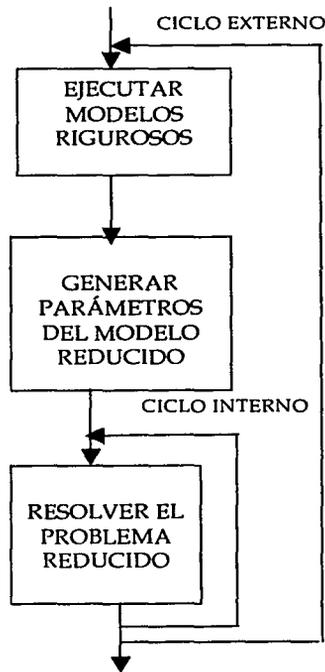


Figura 2.6: Ciclos interno y externo del enfoque modular simultáneo

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.

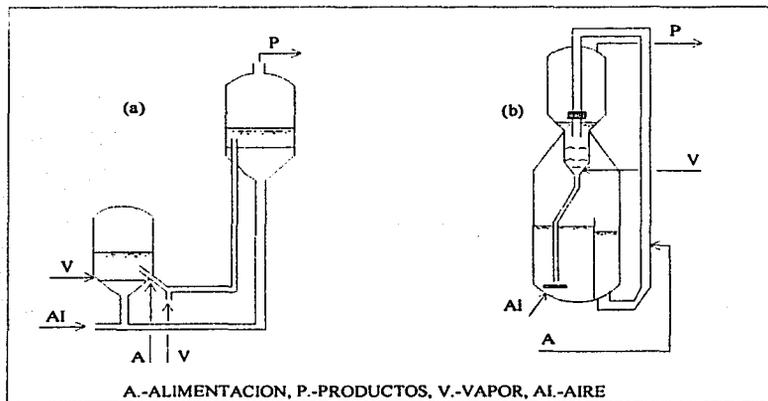
El catalizador gastado fluye en el regenerador y se vuelve a activar quemando los depósitos de coque con aire. La temperatura del regenerador es controlada con mucha precaución con el propósito de no desactivar al catalizador por sobrecalentamiento. Esto se hace generalmente mediante el control del flujo 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.

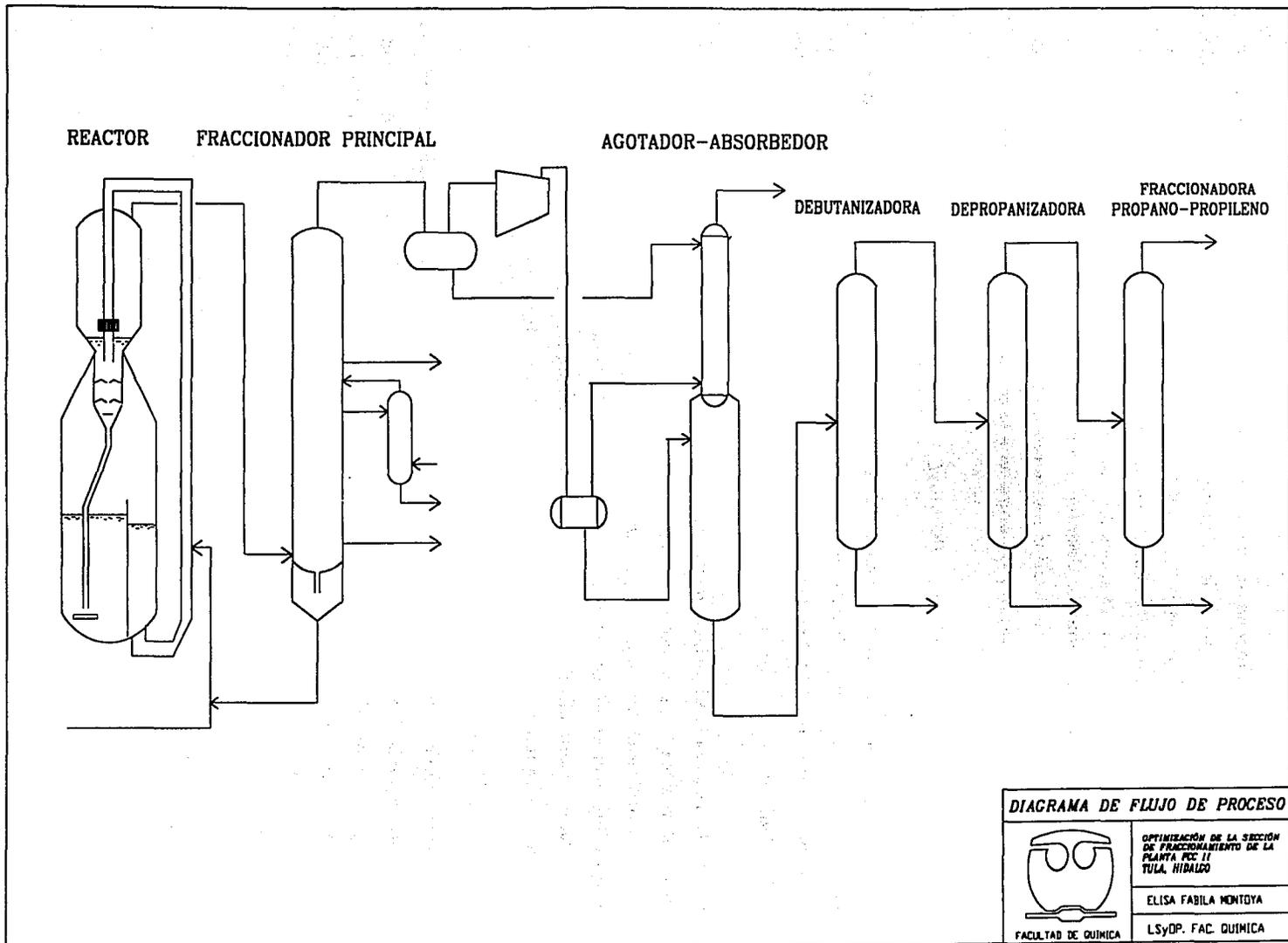


FIGURA 4.2  
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA CATALITICA

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.

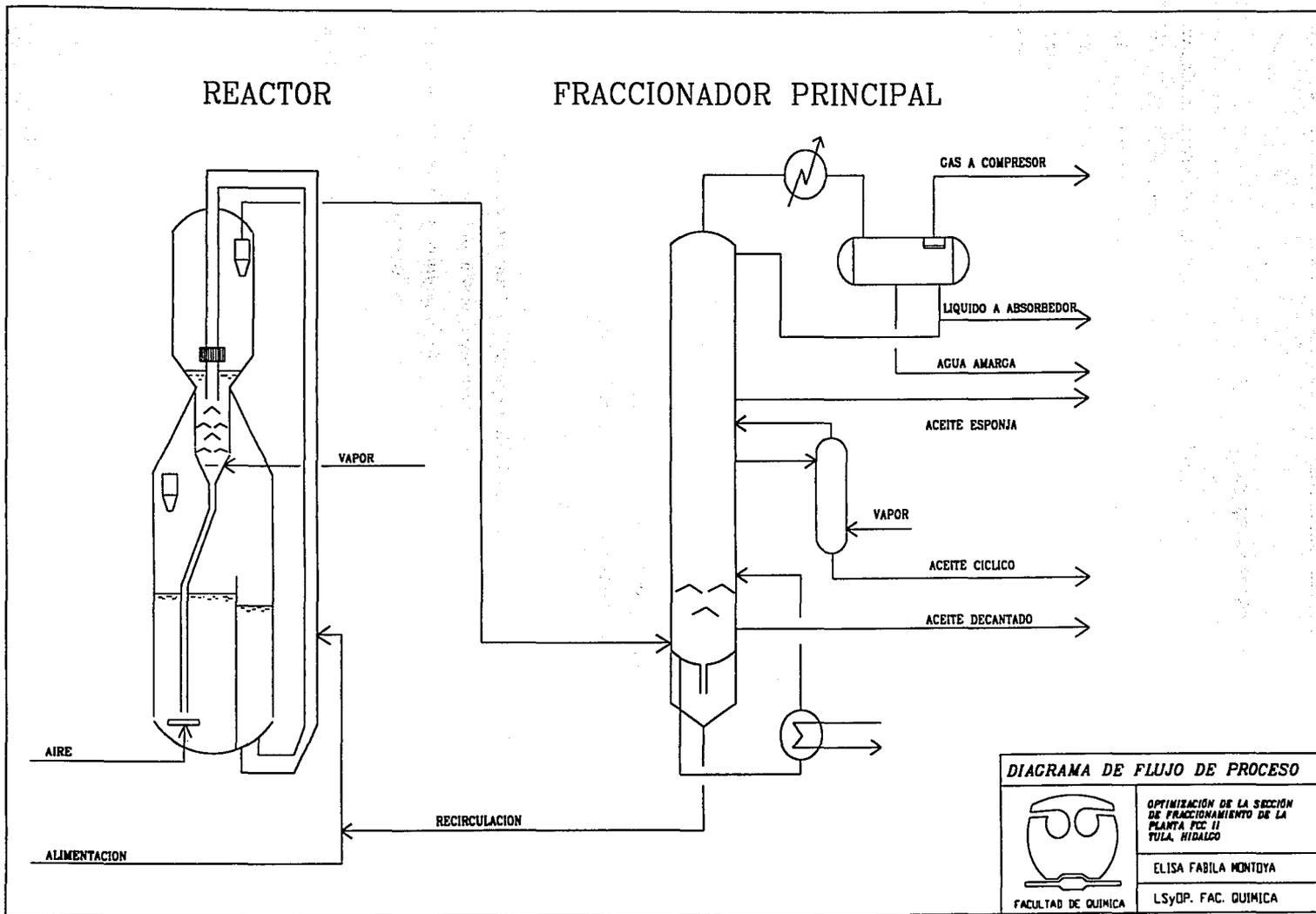


FIGURA 4.3  
 REACTOR CATALITICO Y FRACCIONADOR PRINCIPAL

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.

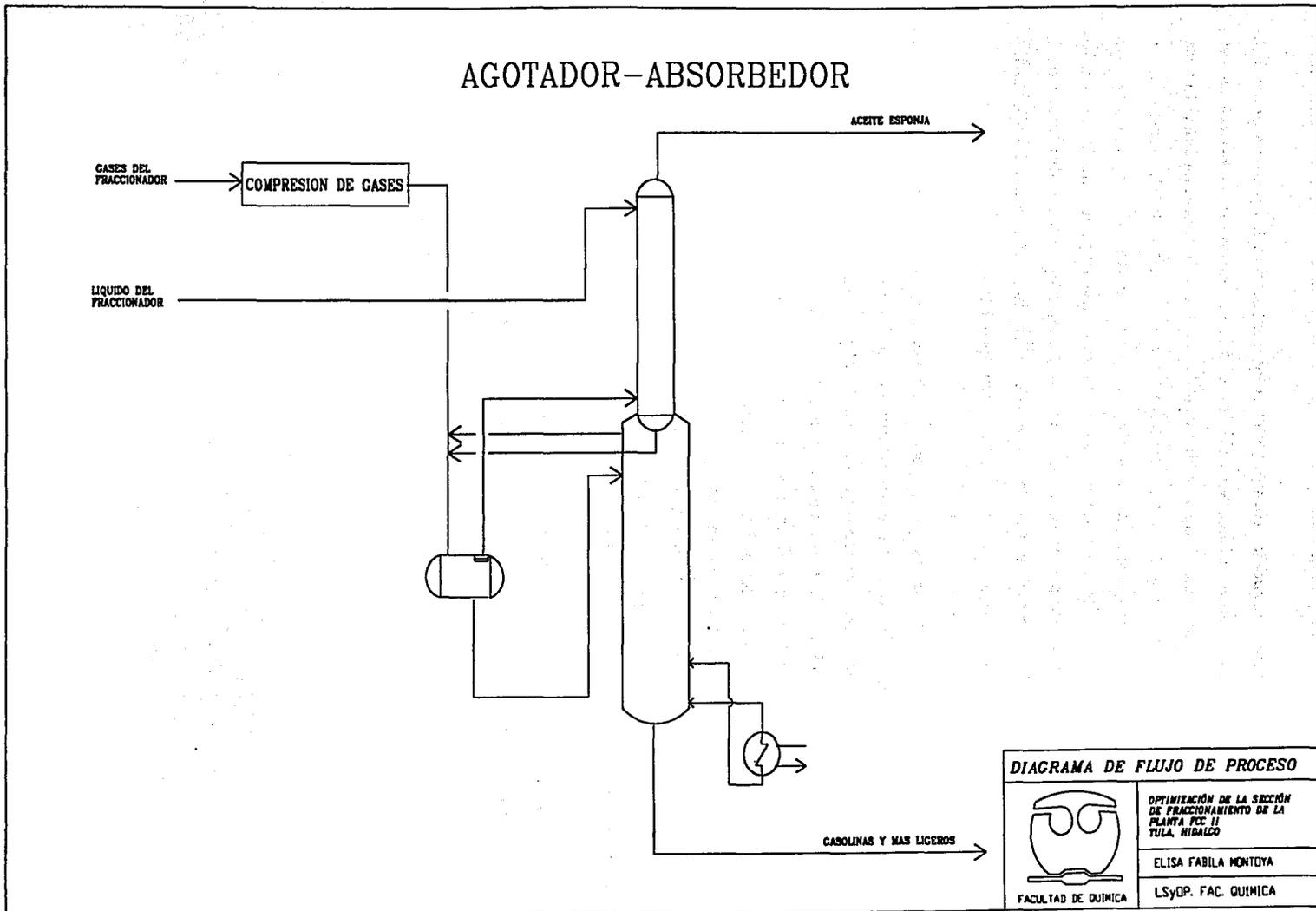


FIGURA 4.4  
AGOTADOR-ABSORBEDOR DE LA PLANTA CATALITICA

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.

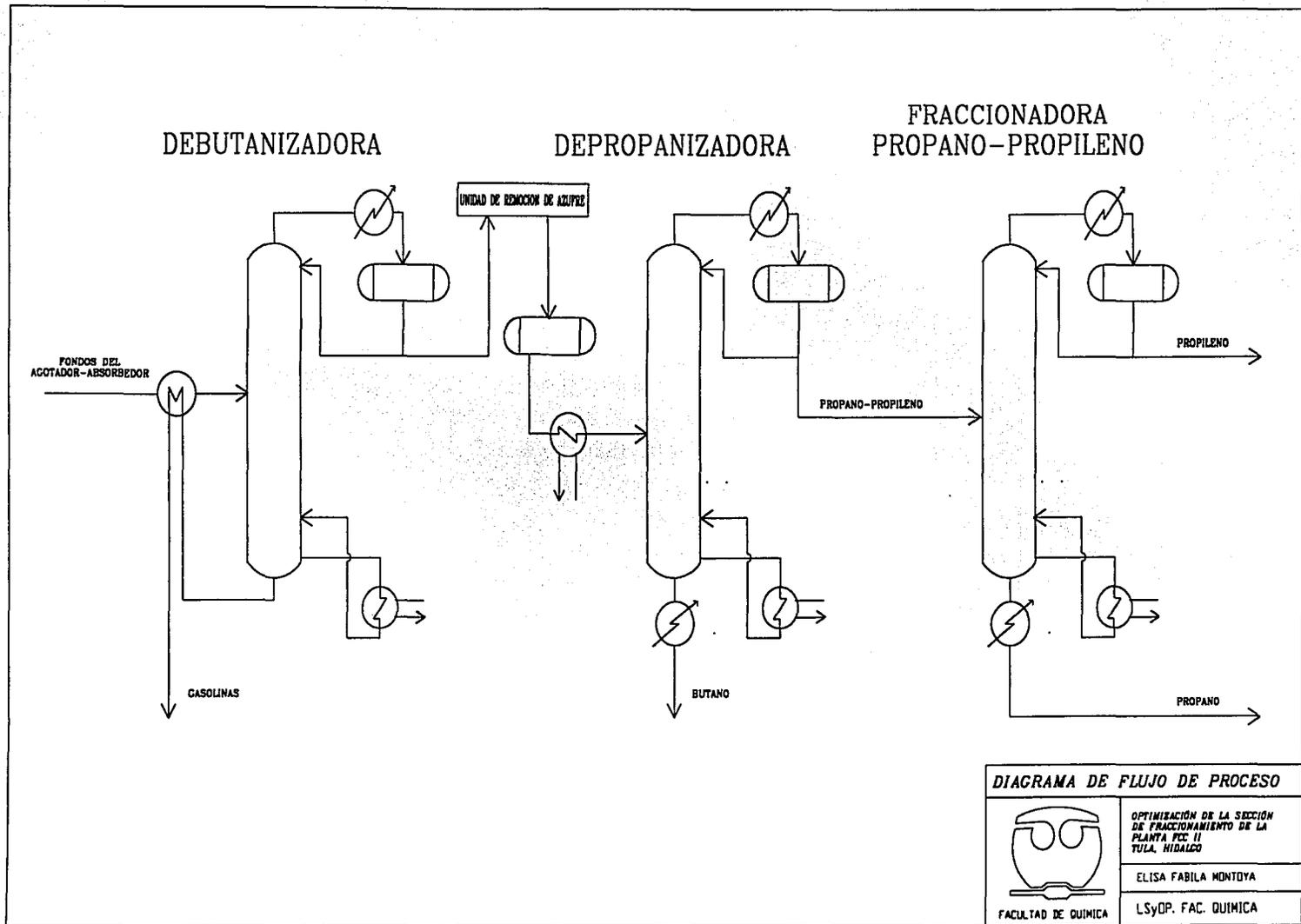


FIGURA 4.5  
DEBUTANIZADORA, DEPROPANIZADORA Y FRACCIONADORA PROPANO-PROPILENO

## 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

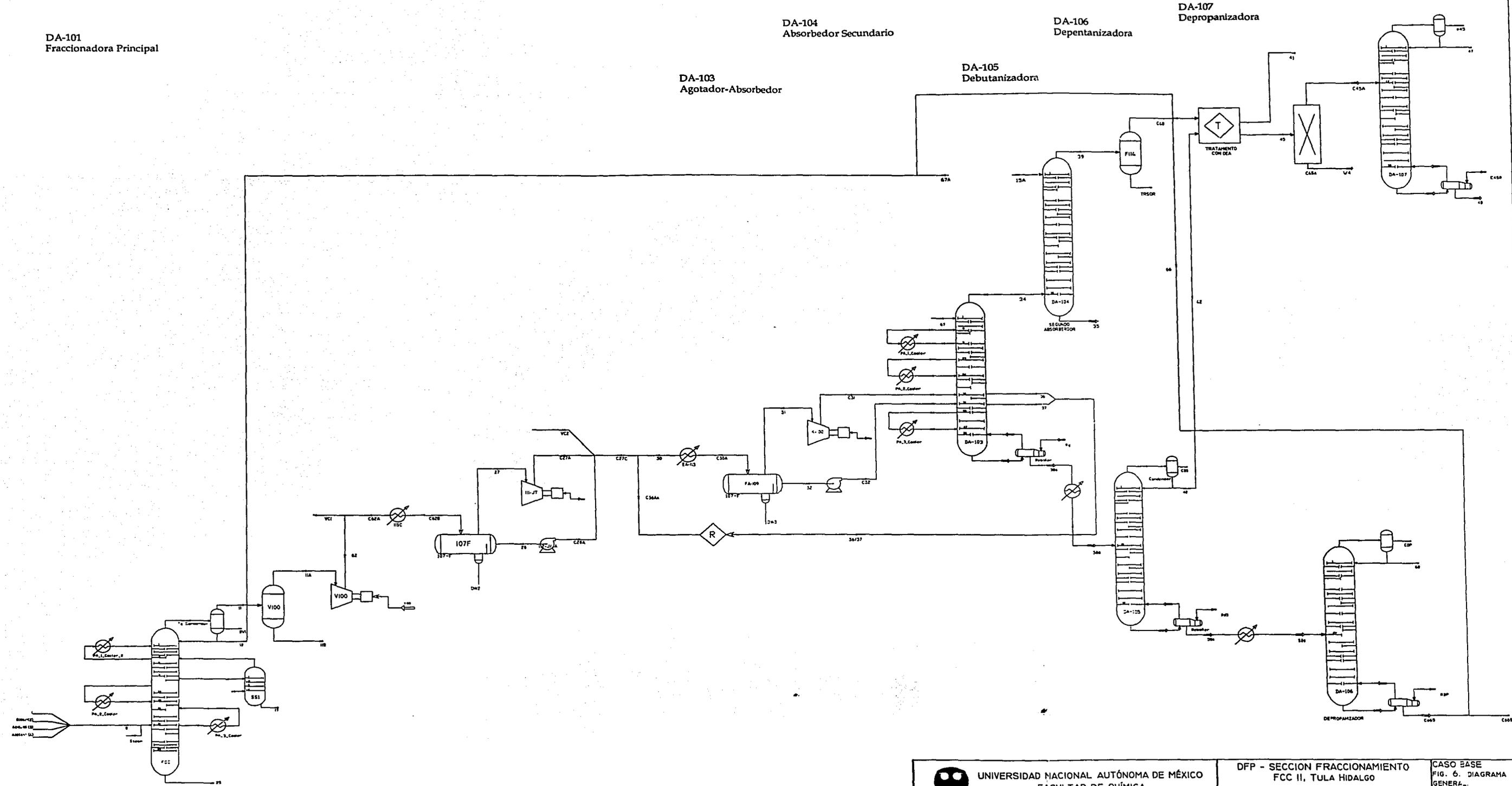
DA-104  
Absorbedor Secundario

DA-106  
Depentanizadora

DA-107  
Depropanizadora

DA-103  
Agotador-Absorbedor

DA-105  
Debutanizadora



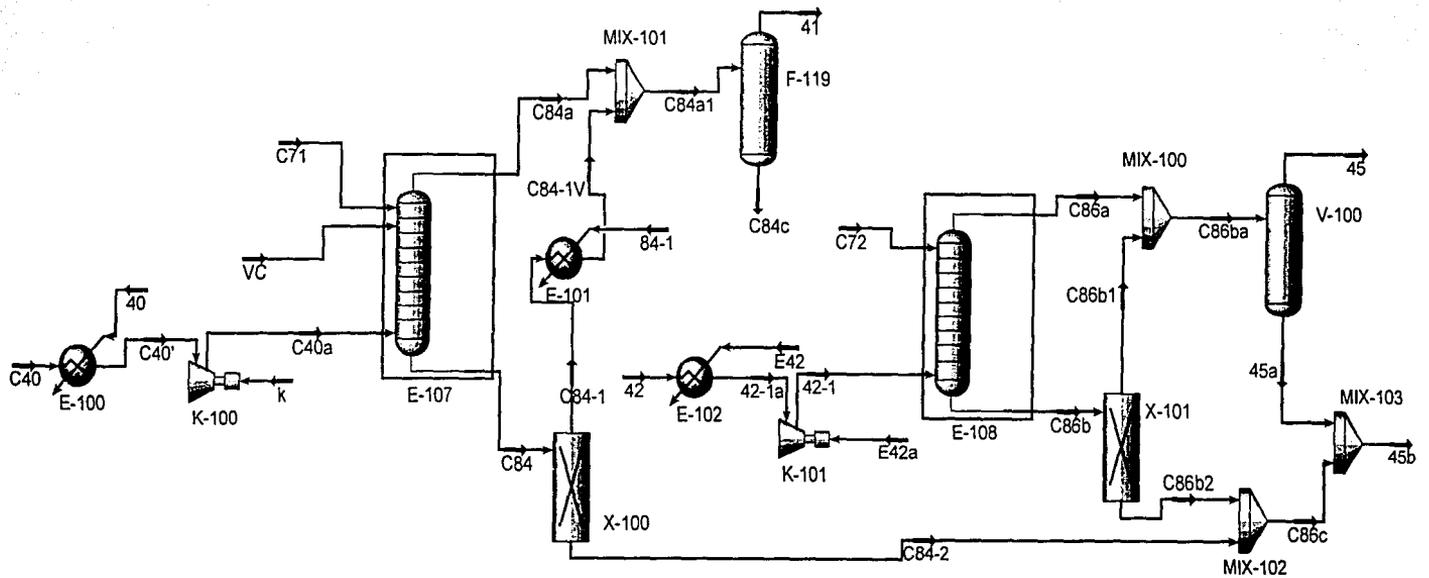
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA  
LAB. SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS, CONJ. E

DFF - SECCION FRACCIONAMIENTO  
FCC II, TULA HIDALGO

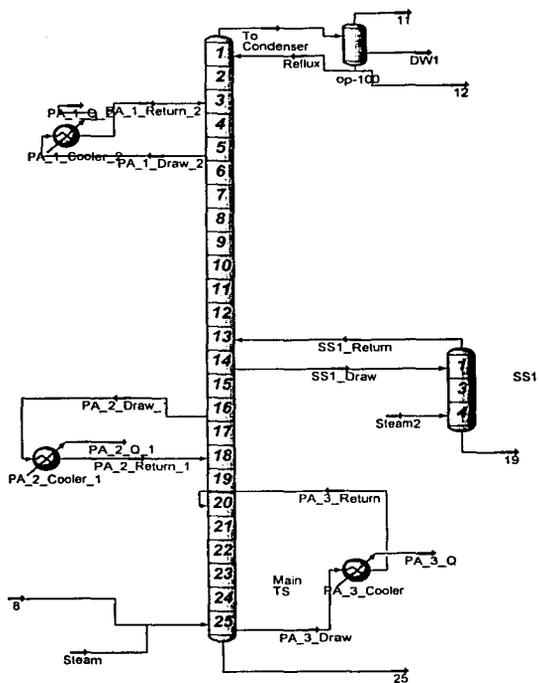
ELISA FABILA MONTOYA

CASO BASE  
FIG. 6. DIAGRAMA  
GENERA...

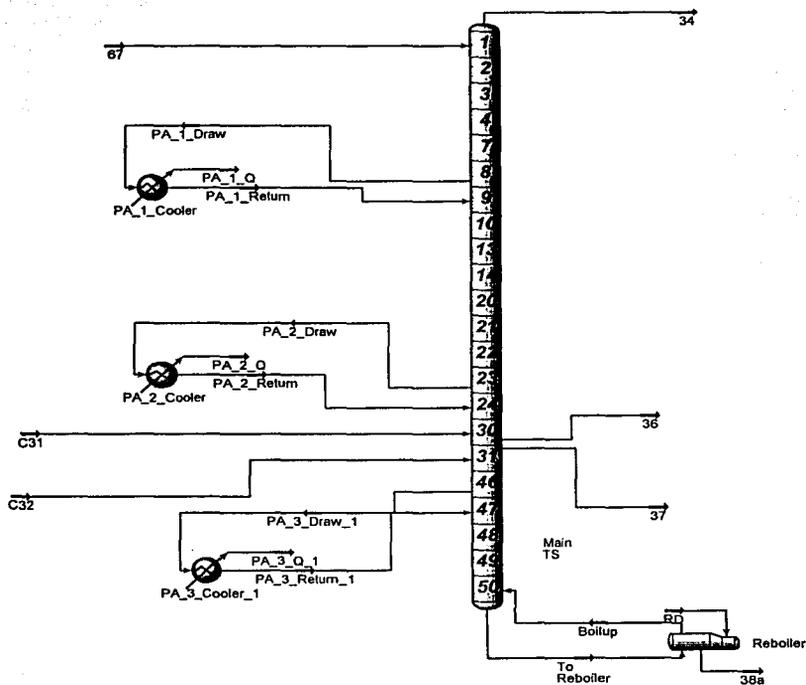
### Sección de Tratamiento con DEA



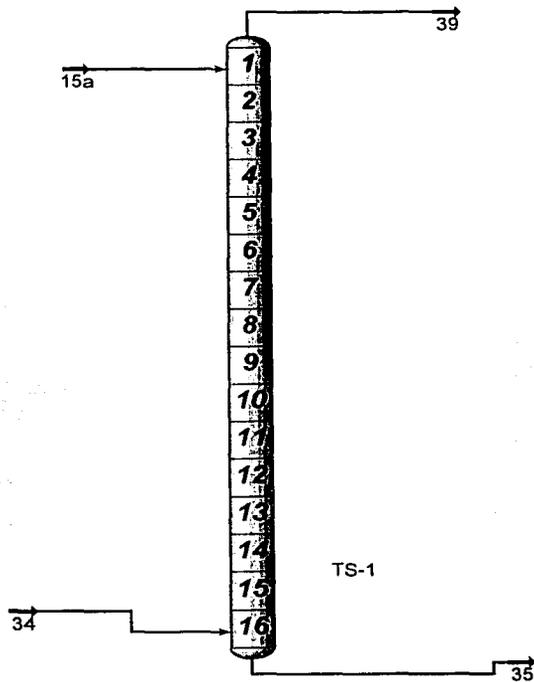
DA-101 Fraccionadora Principal  
Caso Base



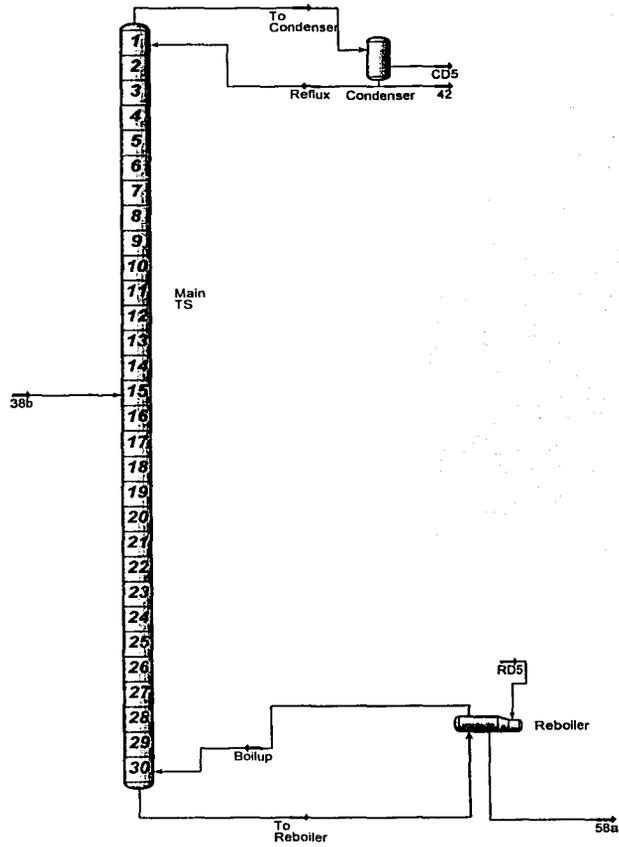
DA-103 Agotador-Absorbedor  
Caso Base



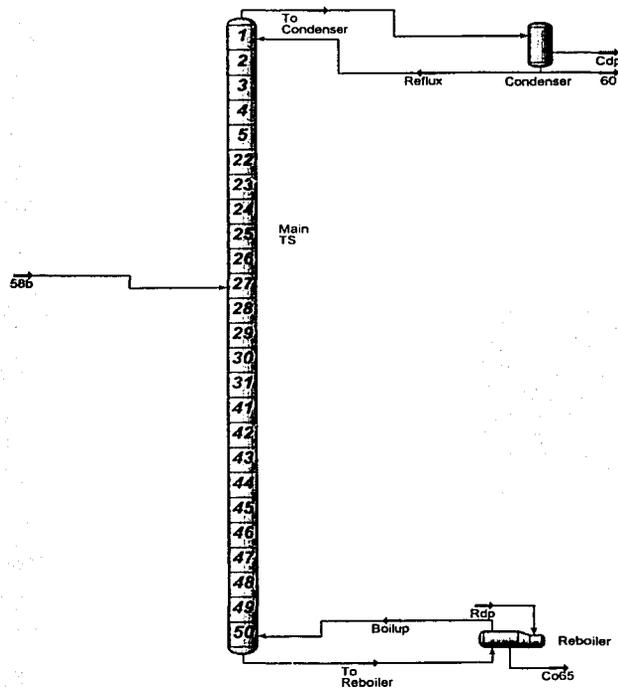
# DA-104 Absorbedor Secundario Caso Base



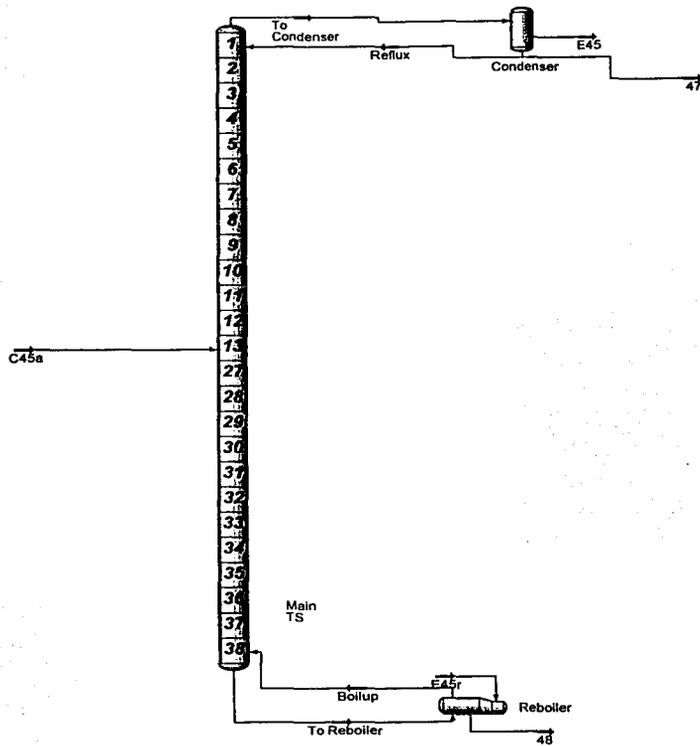
DA-105 Debutanizadora  
Caso Base



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 politrónica y/o el aumento de la densidad del gas.

La cabeza politrónica 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.<br>Producto de fondos de la fraccionadora principal.            | 694.3            | -28740000      |
| Corriente 19.<br>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           |

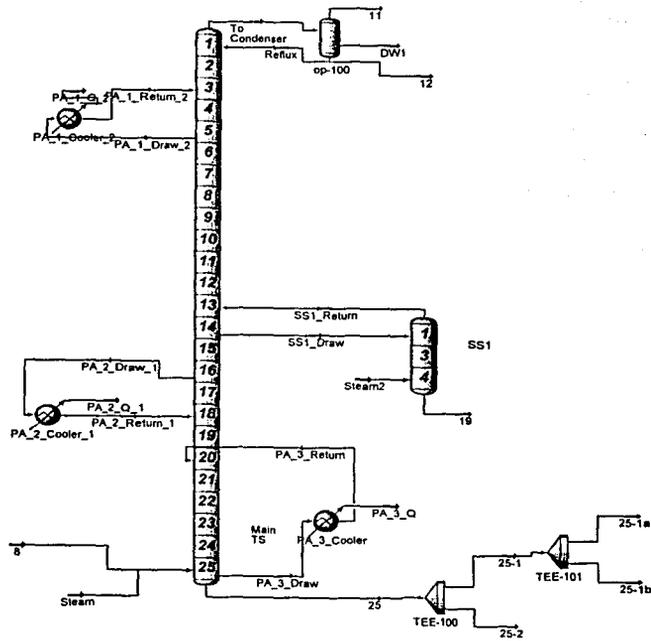
*Tabla 7.3. Requerimientos totales de energía de la planta.*

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

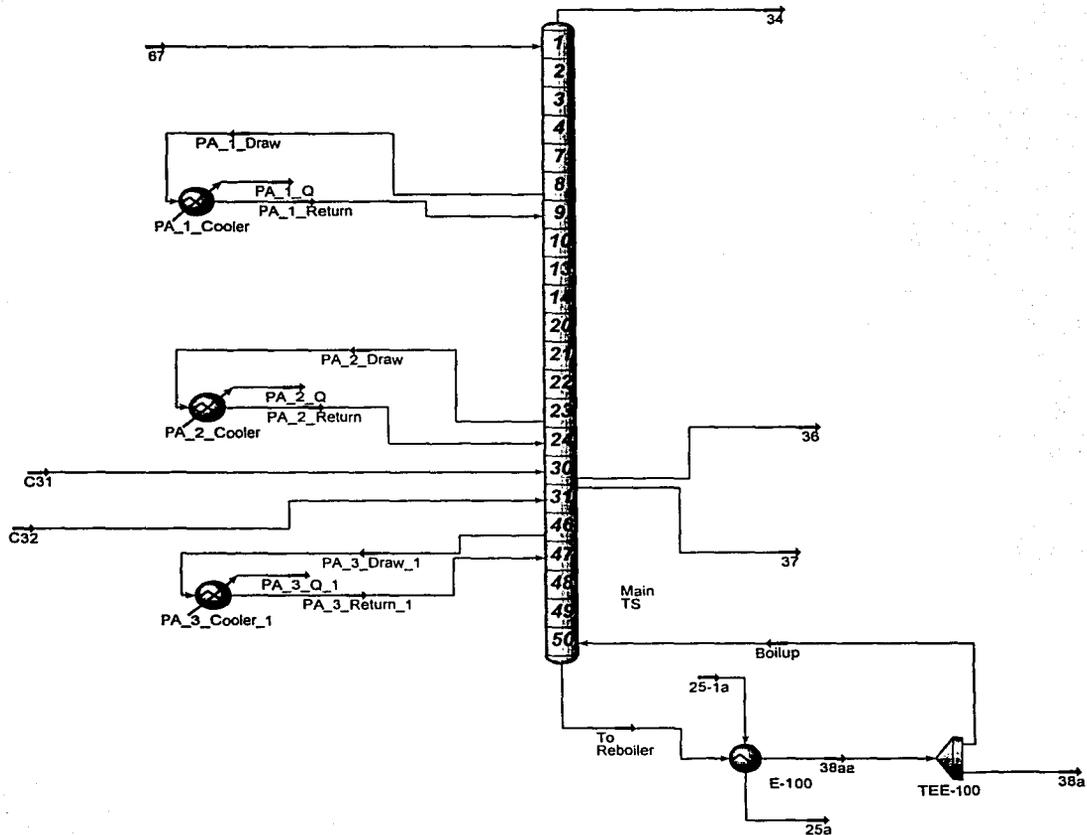
El valor total de las cargas reemplazadas en esta propuesta (\*), es de **137925507.9 Btu/hr.**

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

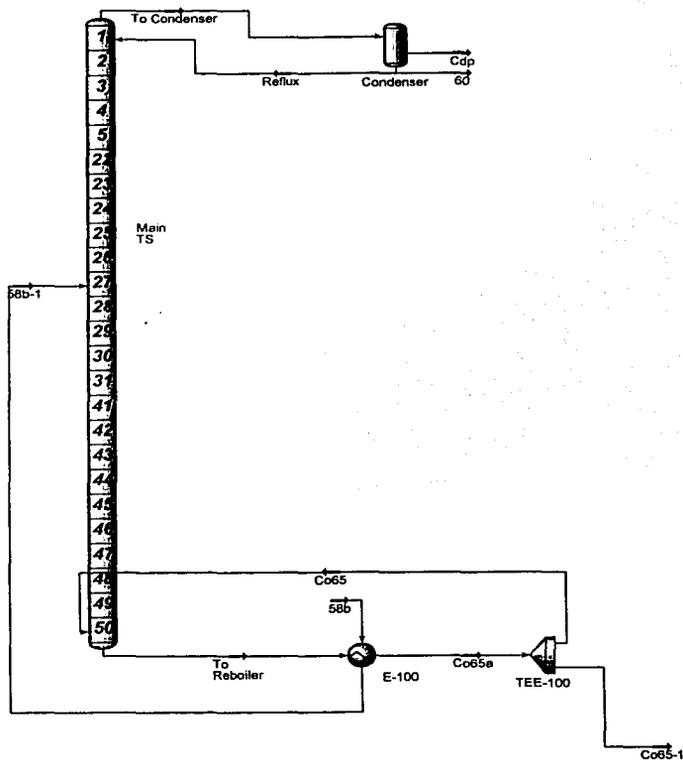


DA-103 Agotador-Absorbedor  
Propuesta de mejoras

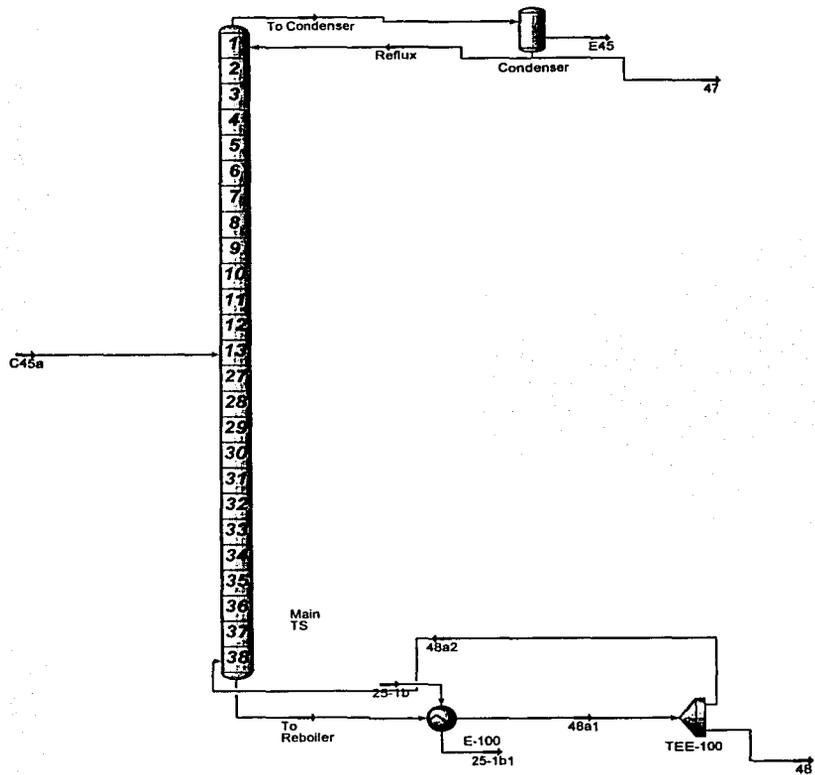




DA-106 Depentanizadora  
Propuesta de mejoras



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)

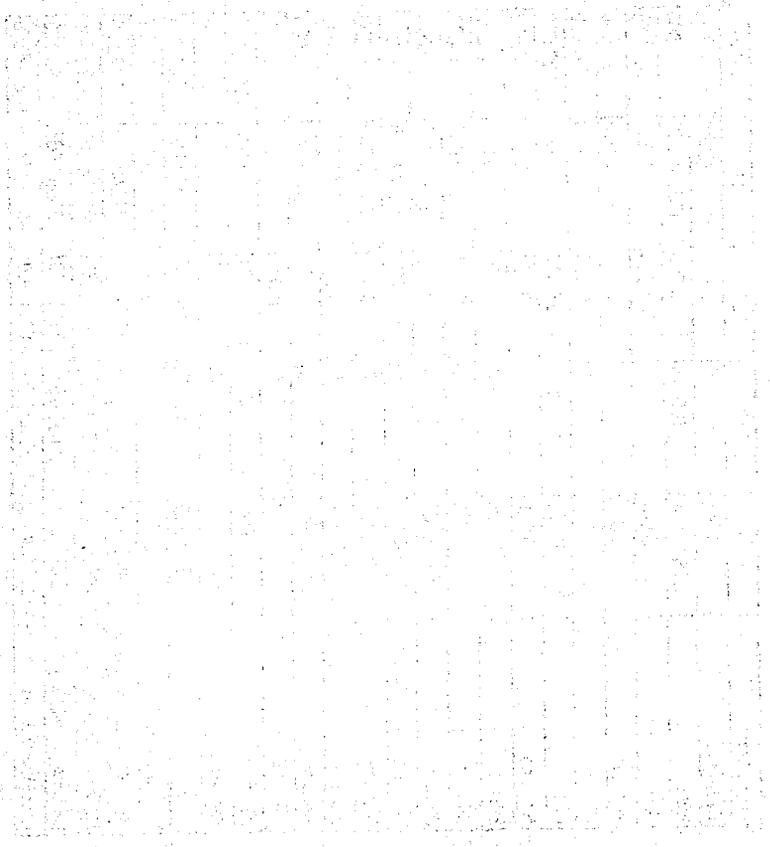
78

| 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

2 **Ac.cíclico**

3 **Oil Flow Information**

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

10 **Cut Ranges: Auto Cut**

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 |

22 **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   |

64 **Remarks:**

\* 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.

2  
3  
4 **Ac.cíclico**

5  
6 **Oil Properties: Ac.cíclico** **Basis:Liquid Vol**

| 8  | Percent | Density (kg/m3) | Viscosity 1 (cP) | Viscosity 2 (cP) |
|----|---------|-----------------|------------------|------------------|
| 10 | 70.00   | 854.15          | 5.7301           | 1.5953           |
| 11 | 75.00   | 857.81          | 6.5784           | 1.7419           |
| 12 | 80.00   | 861.47          | 7.5851           | 1.9055           |
| 13 | 85.00   | 865.07          | 8.7595           | 2.0847           |
| 14 | 90.00   | 868.00          | 9.8713           | 2.2451           |
| 15 | 92.50   | 872.10          | 11.760           | 2.4986           |
| 16 | 95.00   | 877.47          | 14.915           | 2.8842           |
| 17 | 96.50   | 880.95          | 17.529           | 3.1755           |
| 18 | 98.00   | 884.60          | 20.899           | 3.5223           |
| 19 | 99.00   | 887.09          | 23.652           | 3.7866           |
| 20 | 100.00  | 889.54          | 26.661           | 4.0626           |

21 **Oil BP Temperatures: Ac.cíclico** **Basis:Liquid Vol**

| 23 | Percent | True BP Temp (C) | D86 Temp (C) | D86 Corr. (C) | D1160 Vac. (C) | D1160 ATM (C) |
|----|---------|------------------|--------------|---------------|----------------|---------------|
| 25 | 0.00    | 189.51           | 224.70       | 224.70        | 93.654         | 220.30        |
| 26 | 1.00    | 196.72           | 230.47       | 230.47        | 97.565         | 225.13        |
| 27 | 2.00    | 203.70           | 235.68       | 235.68        | 100.59         | 228.87        |
| 28 | 3.50    | 213.75           | 242.59       | 242.59        | 104.32         | 233.46        |
| 29 | 5.00    | 223.28           | 248.64       | 248.64        | 108.08         | 238.08        |
| 30 | 7.50    | 238.06           | 254.27       | 257.30        | 116.31         | 248.18        |
| 31 | 10.00   | 245.40           | 258.10       | 261.37        | 121.18         | 254.14        |
| 32 | 12.50   | 253.60           | 262.44       | 266.00        | 126.33         | 260.42        |
| 33 | 15.00   | 255.89           | 263.52       | 267.15        | 128.10         | 262.58        |
| 34 | 17.50   | 259.45           | 265.33       | 269.09        | 130.51         | 265.52        |
| 35 | 20.00   | 262.59           | 266.94       | 270.82        | 132.66         | 268.13        |
| 36 | 25.00   | 267.74           | 269.59       | 273.67        | 136.22         | 272.46        |
| 37 | 30.00   | 272.88           | 272.27       | 276.58        | 139.78         | 276.78        |
| 38 | 35.00   | 278.34           | 275.18       | 279.75        | 143.54         | 281.33        |
| 39 | 40.00   | 283.82           | 278.19       | 283.04        | 147.32         | 285.90        |
| 40 | 45.00   | 288.75           | 280.86       | 285.97        | 150.44         | 289.67        |
| 41 | 50.00   | 294.72           | 284.41       | 289.89        | 154.65         | 294.74        |
| 42 | 55.00   | 303.50           | 290.08       | 296.20        | 161.78         | 303.32        |
| 43 | 60.00   | 313.64           | 296.88       | 303.87        | 170.39         | 313.63        |
| 44 | 65.00   | 322.78           | 303.25       | 311.18        | 178.05         | 322.78        |
| 45 | 70.00   | 331.64           | 309.47       | 318.42        | 185.50         | 331.65        |
| 46 | 75.00   | 340.42           | 315.55       | 325.65        | 192.90         | 340.42        |
| 47 | 80.00   | 348.97           | 321.43       | 332.75        | 200.13         | 348.97        |
| 48 | 85.00   | 358.03           | 327.60       | 340.40        | 207.81         | 358.03        |
| 49 | 90.00   | 367.04           | 333.67       | 348.10        | 215.48         | 367.04        |
| 50 | 92.50   | 377.84           | 340.87       | 357.49        | 224.70         | 377.84        |
| 51 | 95.00   | 391.39           | 349.65       | 369.39        | 236.33         | 391.39        |
| 52 | 96.50   | 400.07           | 355.11       | 377.09        | 243.80         | 400.07        |
| 53 | 98.00   | 409.21           | 360.71       | 385.26        | 251.71         | 409.21        |
| 54 | 99.00   | 414.56           | 363.91       | 390.04        | 256.34         | 414.56        |
| 55 | 100.00  | 414.56           | 363.91       | 390.04        | 256.34         | 414.56        |

56 **Oil User Properties: Ac.cíclico** **Basis:Liquid Vol**

| 58 | Percent |
|----|---------|
| 59 | 0.00    |
| 60 | 1.00    |
| 61 | 2.00    |
| 62 | 3.50    |

63  
64 **Remarks:**  
65

\* 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. Twu 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) |
|----|---------|---------|------------|---------|-------|----------------------|------------------|------------------|
| 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

| HYSYS Blend Specs sheet          |                          |                      |                           | FCC2AaM1b(1)Ta.hsc          |                  |                  |   |
|----------------------------------|--------------------------|----------------------|---------------------------|-----------------------------|------------------|------------------|---|
| Ac.Decant.                       |                          |                      |                           |                             |                  |                  |   |
| Oil Flow Information             |                          |                      |                           |                             |                  |                  |   |
| Oil                              |                          | Flow Units           |                           |                             | Oil Flow Rate    |                  |   |
| AcDecant.                        |                          | Liquid Vol           |                           |                             | 22.68 m3/h *     |                  |   |
| Cut Ranges: Auto Cut             |                          |                      |                           |                             |                  |                  |   |
| Bulk Data                        |                          |                      |                           |                             |                  |                  |   |
| Molecular Weight: ---            |                          | Mass Density: ---    |                           | Watson Uopk: ---            |                  |                  |   |
| Viscosity 1 Temp: 37.78 C *      |                          | Viscosity 1: ---     |                           | Viscosity 2 Temp: 98.89 C * |                  | Viscosity 2: --- |   |
| Correlations: Default Set        |                          |                      |                           |                             |                  |                  |   |
| Low End T (C)                    |                          | High End T (C)       |                           | Tc                          |                  | Pc               |   |
| -273.15                          |                          | 1200.00              |                           | Lee_Kesler                  |                  | Lee_Kesler       |   |
|                                  |                          |                      |                           | W                           |                  | Cp               |   |
|                                  |                          |                      |                           | Lee_Kesler                  |                  | Lee_Kesler       |   |
| Component Properties: Ac.Decant. |                          |                      |                           |                             |                  |                  |   |
| Comp Name                        | NBP (C)                  | Mol Wt.              | Density (kg/m3)           | Viscosity 1 (cP)            | Viscosity 2 (cP) |                  |   |
| NBP_203                          | 202.94                   | 160.17               | 797.21                    | 1.0214                      | 0.49666          |                  |   |
| NBP_217                          | 217.40                   | 166.21               | 801.51                    | 1.1231                      | 0.53121          |                  |   |
| NBP_232                          | 231.87                   | 177.85               | 809.01                    | 1.3414                      | 0.60189          |                  |   |
| NBP_246                          | 246.33                   | 190.25               | 816.16                    | 1.6110                      | 0.68380          |                  |   |
| NBP_261                          | 260.82                   | 203.30               | 822.94                    | 1.9422                      | 0.77797          |                  |   |
| NBP_275                          | 275.20                   | 217.00               | 829.47                    | 2.3517                      | 0.88657          |                  |   |
| NBP_290                          | 289.65                   | 231.25               | 835.76                    | 2.8586                      | 1.0115           |                  |   |
| NBP_304                          | 304.21                   | 246.33               | 842.02                    | 3.5064                      | 1.1590           |                  |   |
| NBP_319                          | 318.74                   | 262.44               | 848.38                    | 4.3596                      | 1.3375           |                  |   |
| NBP_333                          | 333.43                   | 279.51               | 854.88                    | 5.5059                      | 1.5557           |                  |   |
| NBP_351                          | 351.20                   | 301.93               | 863.22                    | 7.5636                      | 1.9030           |                  |   |
| NBP_362                          | 361.89                   | 315.60               | 868.31                    | 9.2744                      | 2.1610           |                  |   |
| NBP_376                          | 376.41                   | 331.65               | 874.39                    | 11.979                      | 2.5282           |                  |   |
| NBP_391                          | 390.91                   | 346.90               | 880.46                    | 15.697                      | 2.9753           |                  |   |
| NBP_405                          | 405.40                   | 366.05               | 886.47                    | 20.887                      | 3.5231           |                  |   |
| NBP_420                          | 419.53                   | 386.74               | 892.27                    | 28.042                      | 4.1810           |                  |   |
| NBP_441                          | 440.82                   | 416.26               | 900.48                    | 44.321                      | 5.4258           |                  |   |
| NBP_470                          | 470.49                   | 458.49               | 911.67                    | 91.903                      | 8.1286           |                  |   |
| NBP_498                          | 498.33                   | 499.28               | 921.06                    | 197.04                      | 12.284           |                  |   |
| NBP_521                          | 520.75                   | 534.82               | 927.42                    | 384.02                      | 17.558           |                  |   |
| NBP_555                          | 555.46                   | 582.21               | 936.65                    | 1053.1                      | 29.604           |                  |   |
| NBP_584                          | 584.26                   | 625.19               | 947.17                    | 3098.2                      | 51.713           |                  |   |
| Comp Name                        | Critical Temp (C)        | Critical Press (bar) | Accentric Fac.            | Watson K                    |                  |                  |   |
| NBP_203                          | 384.62                   | 22.162               | 0.51395                   | 11.891                      |                  |                  |   |
| NBP_217                          | 397.51                   | 20.911               | 0.54730                   | 11.945                      |                  |                  |   |
| NBP_232                          | 411.23                   | 19.967               | 0.57824                   | 11.950                      |                  |                  |   |
| NBP_246                          | 424.72                   | 19.058               | 0.61000                   | 11.957                      |                  |                  |   |
| NBP_261                          | 438.02                   | 18.180               | 0.64267                   | 11.968                      |                  |                  |   |
| NBP_275                          | 451.05                   | 17.348               | 0.67579                   | 11.979                      |                  |                  |   |
| NBP_290                          | 463.97                   | 16.546               | 0.70984                   | 11.993                      |                  |                  |   |
| NBP_304                          | 476.87                   | 15.781               | 0.74468                   | 12.005                      |                  |                  |   |
| NBP_319                          | 489.70                   | 15.070               | 0.77970                   | 12.014                      |                  |                  |   |
| NBP_333                          | 502.63                   | 14.395               | 0.81544                   | 12.021                      |                  |                  |   |
| NBP_351                          | 518.36                   | 13.655               | 0.85844                   | 12.020                      |                  |                  |   |
| NBP_362                          | 527.82                   | 13.238               | 0.88442                   | 12.017                      |                  |                  |   |
| NBP_376                          | 540.30                   | 12.656               | 0.92121                   | 12.024                      |                  |                  |   |
| NBP_391                          | 552.71                   | 12.106               | 0.95546                   | 12.029                      |                  |                  |   |
| Remarks:                         |                          |                      |                           |                             |                  |                  |   |
| Date:                            | Wed Mar 11 15:17:26 1998 | HYSYS                | NetVers v1.5 (Build 1685) | Page No:                    | 1                | Of:              | 5 |

\* 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 Specsheet**

**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

**HYSYS Blend Specs sheet**

**FCC2AaM1b(1)Ta.hsc**

**Ac.Decant.**

**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) |
|---------|------------------|--------------|---------------|----------------|---------------|
| 30.00   | 389.68           | 359.20       | 383.03        | 239.38         | 394.93        |
| 35.00   | 399.39           | 363.74       | 389.79        | 246.63         | 403.34        |
| 40.00   | 408.84           | 368.12       | 396.51        | 253.64         | 411.44        |
| 45.00   | 418.27           | 372.48       | 403.41        | 260.65         | 419.53        |
| 50.00   | 428.96           | 377.46       | 411.59        | 269.14         | 429.27        |
| 55.00   | 440.67           | 382.92       | 420.90        | 278.90         | 440.44        |
| 60.00   | 453.41           | 388.85       | 431.53        | 290.05         | 453.15        |
| 65.00   | 466.35           | 394.72       | 442.63        | 301.64         | 466.28        |
| 70.00   | 478.36           | 400.00       | 453.14        | 312.35         | 478.37        |
| 75.00   | 489.59           | 404.76       | 463.14        | 322.35         | 489.60        |
| 80.00   | 500.57           | 409.25       | 472.99        | 332.16         | 500.58        |
| 85.00   | 511.57           | 413.51       | 482.84        | 342.04         | 511.59        |
| 90.00   | 525.02           | 418.48       | 494.91        | 354.14         | 525.02        |
| 92.50   | 539.86           | 423.52       | 507.94        | 367.60         | 539.86        |
| 95.00   | 557.36           | 428.86       | 522.60        | 383.56         | 557.37        |
| 96.50   | 568.99           | 432.05       | 531.88        | 394.23         | 569.00        |
| 98.00   | 581.52           | 435.28       | 541.64        | 405.77         | 581.53        |
| 99.00   | 584.26           | 435.96       | 543.75        | 408.29         | 584.26        |
| 100.00  | 584.26           | 435.96       | 543.75        | 408.29         | 584.26        |

**Oil User Properties: Ac.Decant.**

**Basis:Liquid Vol**

| Percent |  |  |  |  |
|---------|--|--|--|--|
| 0.00    |  |  |  |  |
| 1.00    |  |  |  |  |
| 2.00    |  |  |  |  |
| 3.50    |  |  |  |  |
| 5.00    |  |  |  |  |
| 7.50    |  |  |  |  |
| 10.00   |  |  |  |  |
| 12.50   |  |  |  |  |
| 15.00   |  |  |  |  |
| 17.50   |  |  |  |  |
| 20.00   |  |  |  |  |
| 25.00   |  |  |  |  |
| 30.00   |  |  |  |  |
| 35.00   |  |  |  |  |
| 40.00   |  |  |  |  |
| 45.00   |  |  |  |  |
| 50.00   |  |  |  |  |
| 55.00   |  |  |  |  |
| 60.00   |  |  |  |  |
| 65.00   |  |  |  |  |
| 70.00   |  |  |  |  |
| 75.00   |  |  |  |  |
| 80.00   |  |  |  |  |
| 85.00   |  |  |  |  |
| 90.00   |  |  |  |  |
| 92.50   |  |  |  |  |
| 95.00   |  |  |  |  |
| 96.50   |  |  |  |  |
| 98.00   |  |  |  |  |
| 99.00   |  |  |  |  |
| 100.00  |  |  |  |  |

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 : ---

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           |

64 Remarks:

\* Specified by user.

10

**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**

|   |        |            |               |
|---|--------|------------|---------------|
| 8 | Oil    | Flow Units | Oil Flow Rate |
| 9 | GDebut | Liquid Vol | 172.13 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: GDebut.**

| 23 | Comp Name | NBP (C) | Mol Wt. | Density (kg/m3) | Viscosity 1 (cP) | Viscosity 2 (cP) |
|----|-----------|---------|---------|-----------------|------------------|------------------|
| 25 | NBP_29    | 29.31   | 68.38   | 616.77          | 0.19535          | 0.11176          |
| 26 | NBP_44    | 44.49   | 73.93   | 657.15          | 0.24476          | 0.13906          |
| 27 | NBP_56    | 56.16   | 78.99   | 674.10          | 0.26805          | 0.15347          |
| 28 | NBP_73    | 72.52   | 85.77   | 693.79          | 0.28710          | 0.18015          |
| 29 | NBP_86    | 86.02   | 92.33   | 710.15          | 0.32797          | 0.20019          |
| 30 | NBP_100   | 99.84   | 99.19   | 724.42          | 0.37285          | 0.22251          |
| 31 | NBP_113   | 113.16  | 106.23  | 736.90          | 0.42255          | 0.24660          |
| 32 | NBP_127   | 127.45  | 113.45  | 748.27          | 0.47927          | 0.27329          |
| 33 | NBP_143   | 143.25  | 122.56  | 760.85          | 0.56063          | 0.31275          |
| 34 | NBP_154   | 154.11  | 129.16  | 768.77          | 0.62315          | 0.34076          |
| 35 | NBP_169   | 169.39  | 137.94  | 778.05          | 0.71192          | 0.37965          |
| 36 | NBP_184   | 183.60  | 147.12  | 786.52          | 0.82036          | 0.42327          |
| 37 | NBP_198   | 197.66  | 156.84  | 794.40          | 0.96100          | 0.47402          |
| 38 | NBP_212   | 211.58  | 167.18  | 801.80          | 1.1309           | 0.53201          |
| 39 | NBP_226   | 225.52  | 177.82  | 808.61          | 1.3300           | 0.59623          |

| 40 | Comp Name | Critical Temp (C) | Critical Press (bar) | Accentric Fac. | Watson K |
|----|-----------|-------------------|----------------------|----------------|----------|
| 42 | NBP_29    | 192.41            | 32.435               | 0.19639        | 13.212   |
| 43 | NBP_44    | 211.34            | 32.600               | 0.22996        | 12.605   |
| 44 | NBP_56    | 224.57            | 31.728               | 0.25204        | 12.436   |
| 45 | NBP_73    | 243.76            | 31.378               | 0.28557        | 12.280   |
| 46 | NBP_86    | 260.31            | 30.942               | 0.30530        | 12.152   |
| 47 | NBP_100   | 276.50            | 30.030               | 0.32635        | 12.063   |
| 48 | NBP_113   | 291.65            | 29.053               | 0.34755        | 11.998   |
| 49 | NBP_127   | 307.30            | 27.897               | 0.37168        | 11.960   |
| 50 | NBP_143   | 324.43            | 26.717               | 0.39878        | 11.915   |
| 51 | NBP_154   | 335.91            | 25.898               | 0.41813        | 11.894   |
| 52 | NBP_169   | 351.44            | 24.663               | 0.44717        | 11.890   |
| 53 | NBP_184   | 365.69            | 23.584               | 0.47482        | 11.887   |
| 54 | NBP_198   | 379.51            | 22.545               | 0.50309        | 11.889   |
| 55 | NBP_212   | 392.95            | 21.556               | 0.53186        | 11.894   |
| 56 | NBP_226   | 406.11            | 20.581               | 0.56176        | 11.906   |

57 **Component Breakdown: GDebut.**

| 59 | Comp Name | Liquid Vol % | LiqVol % Cum | Vol Flow (m3/h) | Mass Flow (kg/h) | Molar Flow (kgmole/h) |
|----|-----------|--------------|--------------|-----------------|------------------|-----------------------|
| 61 | NBP_29    | 5.7033       | 5.7033       | 9.8171          | 6054.9           | 88.553                |
| 62 | NBP_44    | 6.0856       | 11.7889      | 10.475          | 6883.8           | 93.110                |

64 Remarks:

\* Specified by user.

103

2 **GDebut.**

3  
4  
5  
6 **Component Breakdown: GDebut.**

| 7         | 8            | 9            | 10              | 11               | 12                    | 13     |
|-----------|--------------|--------------|-----------------|------------------|-----------------------|--------|
| Comp Name | Liquid Vol % | LiqVol % Cum | Vol Flow (m3/h) | Mass Flow (kg/h) | Molar Flow (kgmole/h) |        |
| 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 | 26        | 27     | 28 | 29 | 30 | 31 | 32 | 33 | 34 | 35 | 36 | 37 | 38 | 39 | 40 | 41 | 42 | 43 | 44 | 45 | 46 | 47 | 48 | 49 | 50 | 51 | 52 | 53 | 54 | 55 | 56 | 57 |  |
|----|-----------|--------|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|--|
|    | GDebut.   |        |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |    |  |
| 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      | 60                | 61                      | 62               | 63               |
|---------|-------------------|-------------------------|------------------|------------------|
| Percent | Critical Temp (C) | Critical Pressure (bar) | Accentric Factor | Molecular Weight |
| 60      | 61                | 62                      | 63               | 64               |
| 0.00    | 181.07            | 32.356                  | 0.17582          | 65.452           |

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