



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

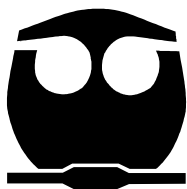
**ANÁLISIS Y SIMULACIÓN DE LA TORRE
FRACCIONADORA PRINCIPAL DE LA
PLANTA FCC DE LA REFINERÍA GRAL.
LÁZARO CÁRDENAS DE MINATITLÁN,
VERACRUZ**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERA QUÍMICA**

P R E S E N T A

CRISTINA EUNICE LÓPEZ MONTIEL



MÉXICO, D.F.

2006



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.

DEDICATORIA

Dedico este trabajo de tesis a la persona más importante en mi vida, a mi Mamá. Por ser parte fundamental para lograr la culminación de mi carrera. Bonita: este logro te lo debo a tí, ya que no hubiera sido posible sin tu apoyo, sin tu esfuerzo, sin tus consejos, sin tu amor. Eres la única persona que sabe lo que ha tenido que ser superado para culminar esta etapa de mi vida, y la única que ha estado SIEMPRE para darme TODO lo que necesito para seguir adelante. GRACIAS CON TODO MI SER

Te Amo y te Admiro, eres una Mamá ejemplar.

AGRADECIMIENTOS

A Dios por el infinito amor con el que me ha guiado a lo largo de mi vida y que me ha permitido lograr una meta más.

A mis padres Fidel y Cristina por su amor, por su apoyo incondicional, por la confianza que siempre me han brindado, por enseñarme a valorar las cosas realmente importantes de la vida, por dar su máximo esfuerzo para que estudiara una carrera profesional, y sobre todo gracias por darme una hermosa familia y hacerme inmensamente feliz. Los Amo.

A mis hermanos Mizael Mariano y Juan Pablo, por su amor, por apoyarme y ayudarme siempre, por ser más que hermanos, por cuidarme como unos segundos padres, gracias por todos los momentos que hemos vivido juntos. Mejores hermanos no pudieron haberme tocado. Los Amo Escuinles.

A mi sobrina Ximena por darle tanta alegría a mi vida. Eres una personita maravillosa. Te Amo Pequeña.

A Aarón por llegar a mi vida y llenarla de más Amor y Alegría. Te Amo.

A mi amiga Sonia por su apoyo y amistad sincera. Te Quiero Mucho.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, nuestra Máxima Casa de Estudios, por abrir sus puertas a todas aquellas personas que anhelamos el conocimiento.

A la Facultad de Química, por el alto nivel académico con el que forma a los futuros profesionales de la Industria Química.

Al Ing. Celestino Montiel Maldonado, por todas sus enseñanzas y apoyo desinteresado.

Al Ing. Alejandro Villalobos Hiriart y al Ing. José Luis Zaragoza Gutiérrez, por sus enseñanzas, tanto académicas como para mi vida personal y por el apoyo para la realización y revisión de esta tesis. Ingenieros como ustedes son los que necesita nuestro país.

A todos mis profesores que colaboraron en mi formación profesional. A la Maestra Rafaela y al Maestro Iván por el apoyo en la revisión de este trabajo. Gracias Amigocho.

A todas las personas que de una u otra manera contribuyeron para este logro tan importante en mi vida.

1. INTRODUCCIÓN	1
2. GENERALIDADES	5
2.1 Ingeniería de Procesos	5
2.2 Diseño de Procesos	5
2.3 Simulación de Procesos	9
3. SIMULADOR HYSYS	16
3.1 Simulador de Procesos HYSYS	16
3.2 Procedimiento para llevar a cabo la Simulación	17
4. DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA DE LECHO FLUIDIZADO	21
4.1 Planta de Desintegración Catalítica de Lecho Fluidizado	21
4.2 Descripción General del Proceso de Desintegración Catalítica	22
4.3 Secciones de la Planta de Desintegración Catalítica	23
4.3.1 Sección Catalítica	23
4.3.2 Sección de Fraccionamiento	26
4.3.3 Sección de Recuperación	30
5. SIMULACIÓN DE LA TORRE FRACCIONADORA PRINCIPAL DE LA PLANTA DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA DE LECHO FLUIDIZADO	33
5.1 Simulación de la Torre Fraccionadora Principal	33
5.2 Desarrollo de la Simulación de la Torre Fraccionadora Principal	37
5.2.1 Definición del Diagrama de Flujo de Proceso y su Alcance	37
5.2.2 Selección de Unidades	37
5.2.3 Definición de las Corrientes de Alimentación y de Corte	37
5.2.4 Declaración de Componentes y Pseudocomponentes	38
5.2.5 Elección del Modelo Termodinámico	41
5.2.6 Elección del Modelo a Utilizar para cada Operación Unitaria	42

5.2.7	Especificación de las Condiciones de Operación y de Diseño	42
5.2.8	Especificación de la Topología del Proceso	44
5.2.9	Determinación de las Corrientes de Corte	51
6.	RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS	53
8.	CONCLUSIONES	70
9.	BIBLIOGRAFÍA	73
	ANEXOS	

1. INTRODUCCIÓN

La Refinación del Petróleo en la actualidad es el proceso industrial de mayor importancia en nuestro país, ya que permite transformar el petróleo en productos para el consumidor; tales como, el gas LP, gasolinas, kerosina (turbosina para los aviones jet), diesel para motores de combustión y combustóleo para el calentamiento en las operaciones industriales. Para obtener los productos mencionados la Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas”, localizada dentro del municipio de Minatitlán, Veracruz con una superficie de 200 hectáreas ubicadas en el margen izquierdo del río Coatzacoalcos, procesa una mezcla de petróleo: 30 % Maya y 70 % Istmo.

El petróleo se alimenta a las torres de destilación atmosférica, las cuales lo separan en: Gas Amargo, Gasolina Primaria, Turbosina Primaria, Gasóleo Primario, Kerosina Primaria y Residuo Primario. El residuo de la destilación atmosférica se envía a la destilación al vacío, que es un proceso que debido a la disminución de la presión se logra una mejor separación de los componentes ligeros del petróleo. En esta destilación los productos que se obtienen son: Gasóleo Ligero, Gasóleo Pesado y Residuo de Vacío. Estos productos contienen como principal impureza el azufre en forma de diversos componentes, el cual es eliminado de estas corrientes por medio de un proceso llamado hidrodesulfuración, en el cual el azufre es retirado de estas corrientes en forma de H₂S para recuperarlo posteriormente.

Los gasóleos ligero y pesado de vacío son mezclados con el gasóleo atmosférico y se alimentan a la unidad de desintegración catalítica, la cual convierte la alimentación en productos de mayor valor agregado, Gases de Hidrocarburos Ligeros, Olefinas y Parafinas Ligeras, Gasolina de Desintegración, Nafta Pesada, Aceite Cíclico Ligero, Aceite Decantado y Producto de Fondos del Fraccionador Principal.

La gasolina obtenida en la destilación atmosférica es enviada al proceso de reformación, en el cual se forman compuestos que le dan a la gasolina alto octano. También se cuenta con procesos como la síntesis de éteres e isomerización de pentanos-hexanos, balanceados de tal forma que la mezcla resultante cumpla con la especificación establecida. En el proceso llamado Blending, se mezclan las diferentes gasolinas que se obtienen de los procesos de Refinación, obteniéndose las gasolinas finales (Gasolina Pemex Magna).

Los productos obtenidos en la Refinería de Minatitlán a través de los procesos mostrados en la Figura 1.1 son: LPG, Gasolina Pemex Magna, Pemex Diesel, Turbosina, Combustóleo y otros (Isobutano, Propileno).

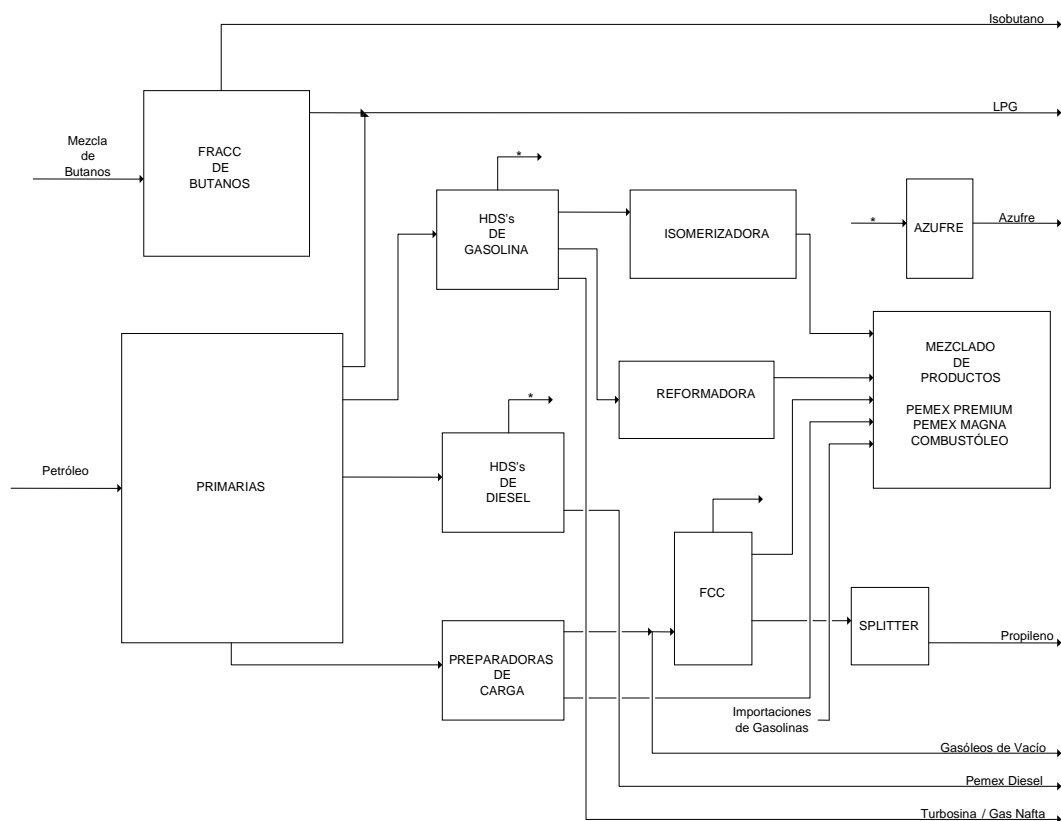


Figura 1.1. Arreglo de la Refinería "Gral. Lázaro Cárdenas".

La demanda de gasolinas ha ido aumentando en los últimos tres años, de 550 mil a 670 mil barriles diarios, ya que se ha visto un incremento importante en el parque vehicular en las grandes ciudades. Asimismo se requiere también una mayor producción de combustibles para industrias importantes como lo es la eléctrica, entre otras. Una parte importante de estos productos deficitarios son importados principalmente de Estados Unidos, lo cual incrementa el precio final de los mismos.

La planta de desintegración catalítica es una planta diseñada para producir una cantidad importante de gasolinas, así como otros productos que también son valiosos, como gas combustible, gas licuado (propano-propileno y butano-butileno), aceites cíclicos, los cuales se utilizan como materia prima para otros procesos o bien se pueden utilizar como combustibles. Esta planta produce la gasolina a partir de gasóleos primarios y de alto vacío

y con un rendimiento muy alto, por lo que es de gran ayuda para la generación de gasolinas que ayudan a complementar la demanda existente.

Por lo anterior la Planta FCC es la más importante dentro de una Refinería, ya que permite convertir productos pesados de escaso valor, en productos ligeros de mayor valor en el mercado, incrementando el rendimiento de gasolina de la mezcla del crudo y por lo tanto la rentabilidad de la Refinería; además a nivel mundial, las tendencias en la formulación de las nuevas gasolinas están enfocadas a producir gasolinas de mayor calidad; es decir, productos con bajo contenido de azufre para cumplir con las regulaciones ambientales que son cada vez más estrictas; esto se logra con una operación adecuada de la planta, por lo que es necesario llevar a cabo el análisis de la Torre Fraccionadora Principal (corazón de la Planta FCC), que es la encargada de separar los productos del convertidor en hidrocarburos ligeros y aceites cíclicos ligeros y decantados. Esta es la primera separación de los productos desintegrados en el reactor. El propósito de la Torre Fraccionadora Principal es recuperar los productos líquidos de los vapores del reactor. Los vapores efluentes del convertidor consisten en hidrocarburos desintegrados catalíticamente, vapor y gas inerte.

Por lo mencionado anteriormente la presente tesis tiene como objetivo llevar a cabo el análisis y simulación de la Torre Fraccionadora Principal de la Planta de Desintegración Catalítica de Lecho Fluidizado de la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas de Minatitlán, Veracruz, la cual es una planta antigua; sin embargo, hoy en día se han desarrollado tecnologías que permiten una mayor eficiencia y mayor obtención de los productos deseados. Debido a esto, como proyecto previo a la reconfiguración que se llevará a cabo en la Refinería, se modernizó esta planta, con la finalidad de mejorar el proceso.

Para llevar a cabo la simulación de la Torre Fraccionadora Principal con las actuales modificaciones se empleó el Simulador de Procesos HYSYS, que permite la integración de operaciones unitarias individuales, expresiones de reacciones cinéticas y paquetes de propiedades especializados. Asimismo, se pueden seleccionar métodos de propiedades y parámetros de interacción para una mejor aproximación del comportamiento de mezclas multicomponentes de los sistemas. El simulador permite predecir el 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; cuenta con

varios modelos de operaciones unitarias, las cuales pueden simularse a régimen permanente y dinámico.

En el capítulo 2 de esta tesis se da un marco teórico de lo que son la Ingeniería de Procesos, el Diseño de Procesos con sus tres subsistemas: Síntesis, Análisis y Optimización. Se incluye además la descripción de lo que es la Simulación de Procesos.

El capítulo 3 está dedicado al Simulador HYSYS en donde se describen las características del software, además de sus ventajas sobre otros simuladores, incluyendo también los pasos a seguir para la realización de la Simulación.

El capítulo 4 correspondiente al Proceso de Desintegración Catalítica proporciona información general sobre el funcionamiento de la Planta FCC, haciendo énfasis en la sección de la cual es objeto de estudio esta tesis; Sección de la Torre Fraccionadora Principal.

En el capítulo 5 se detalla cómo se llevó a cabo la simulación de la Torre Fraccionadora Principal, considerando el caso de la Torre de platos y empacada, según la modernización actualmente realizada. Posteriormente se encuentra el capítulo 6 dedicado a los resultados, así como al análisis de los mismos.

Finalmente en el capítulo 7 se plantean las conclusiones de la tesis, con base al análisis de los resultados obtenidos de la simulación.

2. GENERALIDADES

2.1 Ingeniería de Procesos

El término de Ingeniería de Procesos se propone a principios de los sesentas, con el objeto de agrupar los campos de la Ingeniería Química destinados a indicar cómo planear, diseñar, operar y controlar las diferentes operaciones unitarias de un proceso químico. Esta disciplina surge en el campo académico a partir de la necesidad de reordenar todo el cúmulo de información existente, así como la de fijar las pautas que habría de seguir el Diseño de Procesos, con el fin de satisfacer los requerimientos de la expansión industrial. Quizá en ninguna otra fase de la Ingeniería Química puede el ingeniero aplicar de mejor manera los conocimientos técnicos y habilidad adquiridos en su educación superior.

2.2 Diseño de Procesos

El Diseño de Procesos como disciplina formal dentro de la Ingeniería Química, es de reciente desarrollo, mismo que se ha dado debido a los cambios estructurales en la economía mundial, así como en los sistemas de producción y comercialización, los cuales hicieron necesaria la revisión de las técnicas relativas a la concepción de los procesos químicos.

En la década de los cincuentas, se sientan las bases formales del Diseño de Procesos, logrando altos niveles de creación, estableciendo procesos industriales muy complejos, cuyo desarrollo y puesta en marcha requería de todos los conocimientos posibles en los campos de la ciencia y la tecnología.

Los dos sucesos, independientes entre sí, que dieron el impulso decisivo para el desarrollo del Diseño de Procesos fueron dados a mediados de los sesentas; primero, el descenso en las tasas de crecimiento de la productividad industrial y las serias limitaciones de la estructura productiva existente en cuanto a la disponibilidad de materias primas y energía; y segundo, la computación, como auxiliar en el Diseño de Procesos, era prácticamente desconocida por el Ingeniero Químico; sin embargo, el importante desarrollo de las computadoras y la creación de lenguajes de alto nivel, abren nuevas y amplias perspectivas a la creación de Procesos Químicos mas complejos y eficientes.

Actualmente, la complejidad de los procesos industriales hace imperativo el uso de sistemas computacionales, capaces de manejar un proceso como un todo, pudiendo así afirmar que, al día de hoy ninguna planta química o petroquímica podría ser construida sin realizar la simulación y diseño del proceso en una computadora. Sin embargo, la implementación de tales sistemas exige el uso de herramientas matemáticas sofisticadas.

El Diseño de Procesos se ubica dentro del marco de la Ingeniería Química en general y en forma particular dentro de la Ingeniería de Procesos, además forma parte de las primeras etapas en el proyecto para la realización de una planta química, la Figura 2.1 muestra las principales áreas que considera el proyecto de creación para una planta química, desde la concepción del proceso hasta el Arranque y Prueba de la planta.

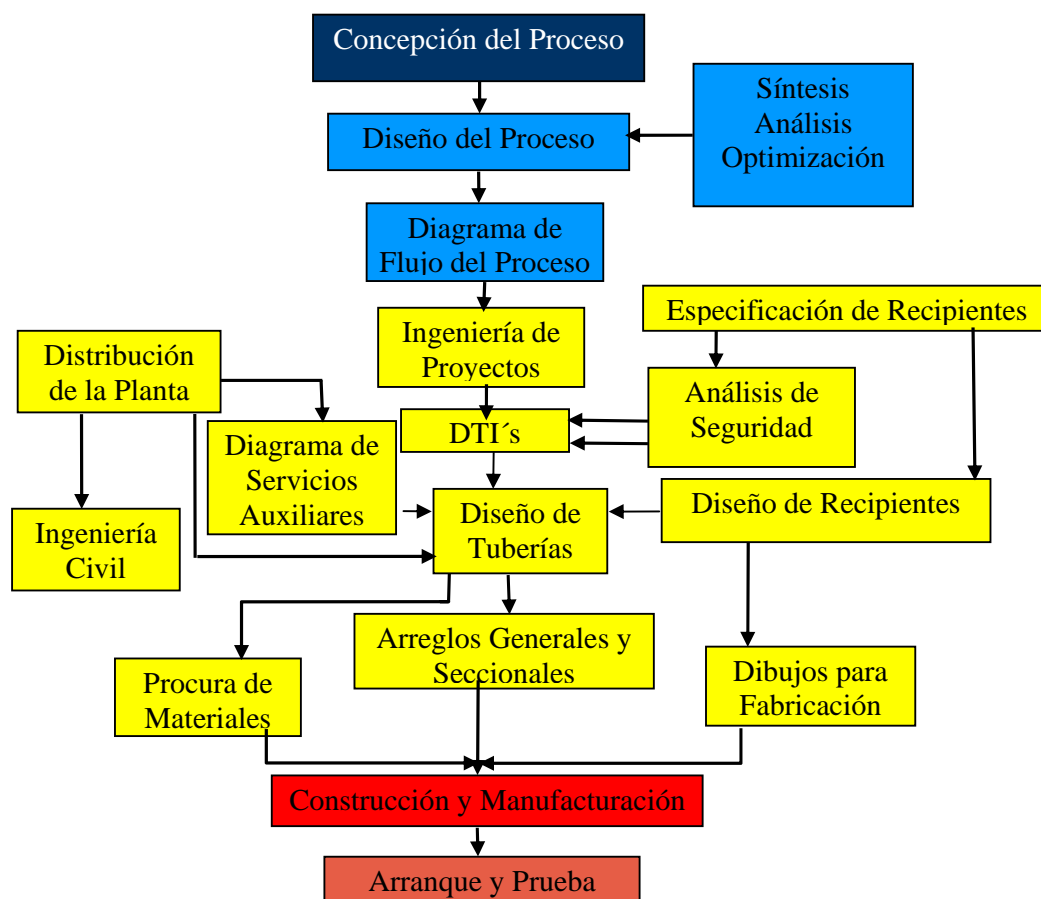


Figura 2.1. Proyecto Total para el Diseño y Construcción.

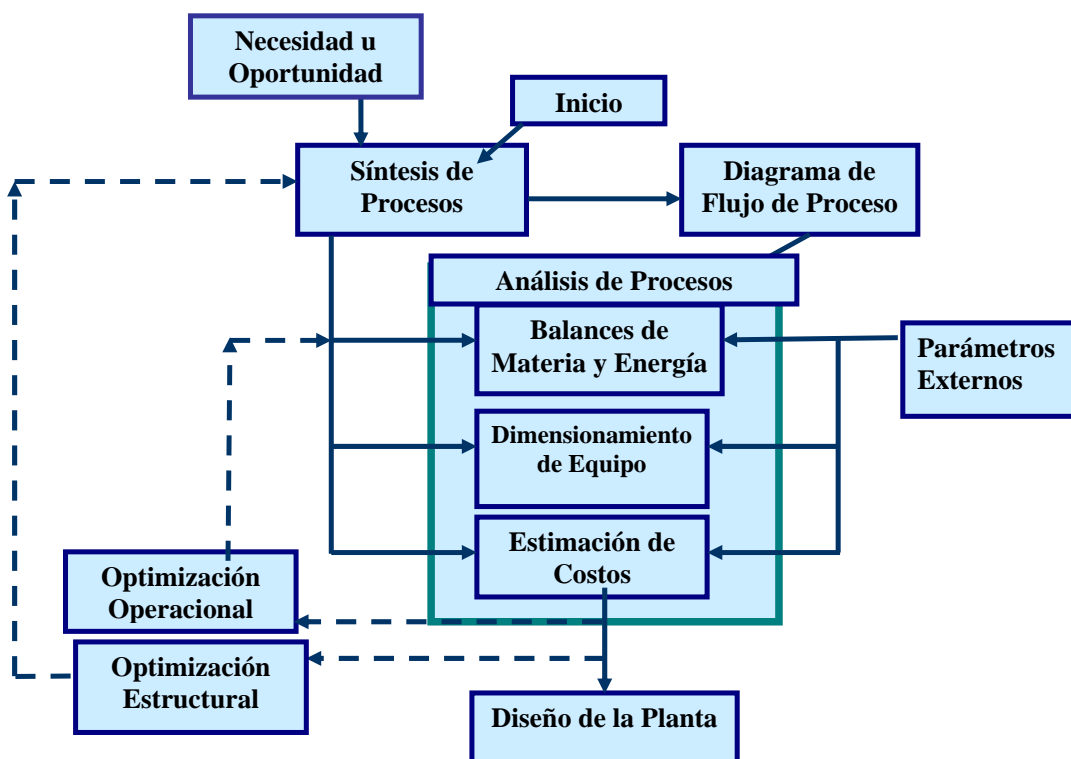


Figura 2.2. Esquema para el Diseño de Procesos.

La Figura 2.2 muestra el esquema para el Diseño de Procesos, donde las tres etapas fundamentales son las que a continuación se describen:

a) **Síntesis de Procesos:** La Síntesis de Procesos es la etapa inventiva en el Diseño de Procesos, en la cual se deciden las unidades de proceso que se requieren y su interconexión; es decir, se proponen la estructura, los flujos de materia y energía necesarios para obtener los productos deseados. A partir de una situación existente, estando presentes tanto una necesidad social como una oportunidad económica, se conciben una serie de ideas que involucran materias primas y una secuencia de operaciones que logran su transformación en los productos deseados. La Figura 2.3 muestra esquemáticamente la etapa de Síntesis de Procesos.



Figura 2.3. Concepto de la Etapa de Síntesis.

b) Análisis de Procesos: La etapa de Análisis de Procesos consiste en definir las materias primas y el diagrama de flujo del proceso para indagar los productos que se pueden obtener. Las herramientas para llevar a cabo el análisis son las más desarrolladas como ayuda para el Diseño del Proceso. En esta etapa 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, permitiendo evaluar la eficiencia del funcionamiento de este. El nivel de detalle de este modelo depende de las necesidades y posibilidades que se tengan. En la Figura 2.4 se esquematiza la etapa de Análisis de Procesos.



Figura 2.4. Concepto de la Etapa de Análisis.

c) Optimización de Procesos: A partir de la información obtenida en las etapas de Síntesis y Análisis, se establece una estrategia de optimización, una vez que se agotan los grados de libertad en forma de variables de diseño, se plantea una función objetivo que trata de minimizar algún tipo de entradas o costos del proceso, o bien de maximizar algún tipo de salidas o beneficios del proceso, para en función de este objetivo obtener las mejores variables de diseño. La solución al problema de síntesis puede auxiliarse mediante alguna técnica de optimización, y cada punto de búsqueda del proceso de optimización puede implicar la simulación del proceso bajo ese conjunto particular de condiciones de operación que se están explorando en busca de la solución óptima. En la Figura 2.5 se esquematiza la Optimización de Procesos.

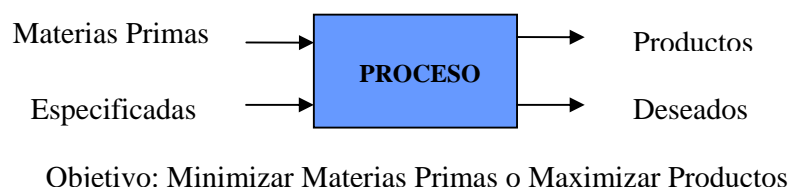


Figura 2.5. Concepto de la Etapa de Optimización.

2.3 Simulación de Procesos

La Simulación de Procesos es la representación de un fenómeno, operación o un proceso por medio de un modelo, el cual al ser resuelto nos proporciona una guía de su comportamiento.

Este modelo contiene las siguientes bases:

- Leyes de Conservación
- Leyes de la Termodinámica
- Cinética Química
- Fenómenos Fundamentales
- Restricciones Inherentes al Modelo

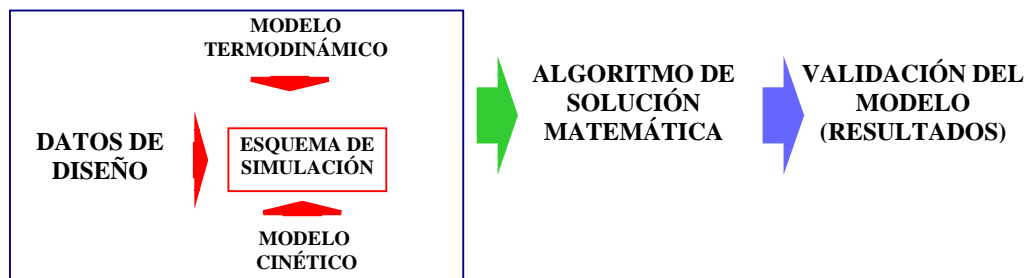


Figura 2.6. Diagrama Esquemático de la Simulación de Procesos.

La Simulación de un Proceso puede ser dinámica o en estado estacionario, la primera se refiere a la consideración de situaciones de arranque y paro, y fluctuaciones en las corrientes de alimentación y de proceso. La simulación en estado estacionario se enfoca al estudio del comportamiento de un proceso contemplando situaciones dentro de los límites considerados como normales en su diseño y operación, su tarea principal es el cálculo detallado del balance de masa y energía del proceso.

Dentro de los problemas matemáticos en la Simulación de Procesos, el más importante es la solución de grandes sistemas de ecuaciones. El número y tipo de ecuaciones que describen el proceso son iguales, la diferencia estriba en la forma de manejar y resolver los sistemas. Esto nos lleva a diferentes orientaciones en la Simulación de Procesos; el

Enfoque Orientado a Ecuaciones y el Enfoque Modular, que a su vez muestra dos tendencias, el enfoque modular simultáneo y el secuencial.

a) *Enfoque Orientado a Ecuaciones:* Es modelado mediante la reunión de todas las ecuaciones que describen un proceso químico, y son resueltas simultáneamente como un gran sistema de ecuaciones no lineales. Este enfoque resulta ser flexible, ya que toda la información es manejada a nivel de proceso en forma de ecuaciones y variables, por lo que no existen problemas de flujo de información.

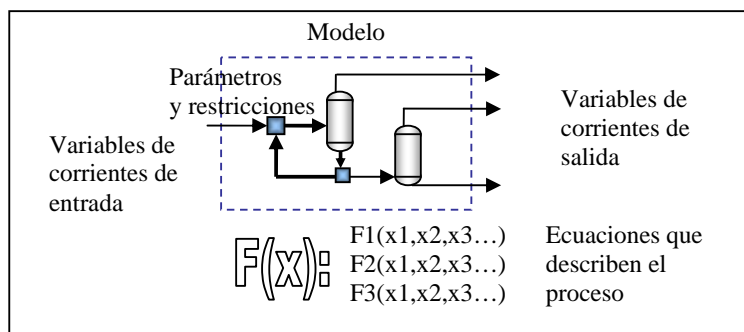


Figura 2.7. Enfoque Orientado a Ecuaciones.

b) *Enfoque Modular:* Cada operación de proceso es representada por un módulo de cálculo que se resuelve de manera independiente y el orden de cálculo es de acuerdo a la secuencia del proceso. Las ecuaciones son resueltas con el objeto de determinar los valores de las variables de salida, a partir de los valores conocidos de las variables de las corrientes de entrada y los parámetros de equipo. Por otro lado, a nivel de diagrama de flujo, se resuelven las ecuaciones que describen la conexión entre cada módulo y las especificaciones de diseño. En este enfoque los valores de las variables de las corrientes de salida de un módulo, sirven como valores de entrada al siguiente.

Enfoque Modular Secuencial: En este enfoque se resuelven los módulos unitarios siguiendo la secuencia de flujo del proceso, por lo que el esquema de cálculo está fijado por la topología del proceso. La solución de los diferentes módulos se lleva a cabo considerándolos como un problema de simulación; sin embargo, cuando se llega a una corriente de recirculación sus variables son supuestas y se inicia un ciclo iterativo en el que se emplean diferentes tipos de algoritmos para su convergencia. Los valores de salida de un módulo se transfieren como valores de entrada al siguiente, guiándose en el flujo del

proceso. Los datos de las corrientes de entrada y los parámetros de equipo se transfieren directamente al módulo que los requiera.

Las especificaciones de diseño no pueden ser introducidas directamente por lo que este tipo de problemas deben ser resueltos mediante una simulación iterativa, en la cual el proceso es simulado en forma repetitiva hasta que las especificaciones de diseño son satisfechas. A pesar de la eficiencia de los cálculos a nivel de módulo unitario, el esquema de cálculo a nivel de proceso, puede ser ineficiente debido a la presencia de múltiples recirculaciones.

La forma en que un simulador secuencial maneja este tipo de problemas es suponiendo valores iniciales para las corrientes de recirculación, que se convierten en corrientes de corte, e iterando sobre estos valores hasta obtener la convergencia entre los valores supuestos y los valores calculados, dentro de cierta tolerancia cada iteración implica la ejecución secuencial de todos los módulos unitarios comenzando en que tiene como entrada la corriente de corte y terminando en este mismo.

Los valores de la corriente de corte son mejorados al terminar cada iteración mediante el uso de métodos de convergencia que resuelven ecuaciones de la forma: $Y(K)=F(K+1)-F(K)=\text{tolerancia}$. En donde $F(K)$ es el valor supuesto de la corriente de corte, $F(K+1)$ es el valor calculado de la corriente después de haber realizado una iteración completa y $Y(K)$ la diferencia entre ambas, que debe alcanzar un valor igual a la tolerancia para dicha corriente. De esta forma, los valores de $F(K+1)$ son corregidos por el método de convergencia igualando la tolerancia a cero.

Cuando existen múltiples corrientes de corte, todas ellas se deben de hacer converger en un mismo bloque o por separado. El problema se complica por el hecho de que las especificaciones de diseño son tratadas como ciclos de recirculación adicionales. Otro factor que afecta la eficiencia de este enfoque es la presencia de múltiples ciclos anidados. Los ciclos de control, con los que se logra la convergencia de las especificaciones de diseño, son los que se encuentran en la parte más externa. Dentro de los ciclos de control se encuentran los ciclos necesarios para lograr la convergencia de las corrientes de corte y dentro de los ciclos de corte están los ciclos propios de cada operación unitaria.

Otra desventaja tiene que ver con las actuales perspectivas que existen en la simulación de procesos y se refiere a implementar la optimización del proceso como otra tarea del simulador. Al emplear el enfoque modular secuencial, la optimización se implementa agregando otro ciclo iterativo externo, lo que acrecenta el problema de convergencia. A pesar de las desventajas ya mencionadas, los simuladores modulares secuenciales son los más utilizados actualmente para aplicaciones comerciales, y puesto que existen demasiados recursos invertidos en su desarrollo no se prevé abandonar su uso por lo menos a corto plazo.

Enfoque Modular Simultáneo: Bajo este enfoque las ecuaciones de las corrientes de conexión y las especificaciones de diseño se hacen converger simultáneamente utilizando dos tipos de modelos; simples y rigurosos. Los modelos rigurosos son usados para determinar parámetros que posteriormente serán usados por los modelos simples. Estos últimos son modelos aproximados que requieren una menor cantidad de recursos computacionales para su solución. Una vez resuelto el modelo simple se obtienen valores aproximados de todas las variables de las corrientes, con los que se verifica la convergencia; de no obtenerse, se pueden cambiar los parámetros de los modelos aproximados o llamar meramente a los modelos rigurosos para obtener valores más precisos.

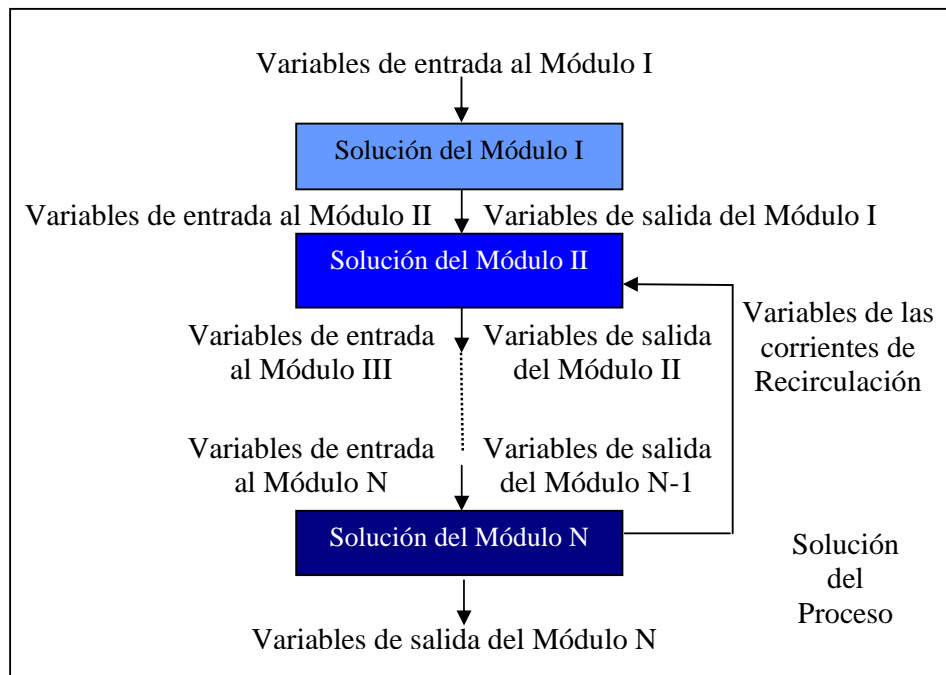


Figura 2.8. Enfoque Modular.

En simulación de procesos para una operación de separación se utilizan dos modelos; modelo de etapa ideal en equilibrio y modelo de etapa en no-equilibrio. El modelo de etapa ideal en equilibrio es el que se emplea para el desarrollo de esta tesis, el cual considera que las composiciones de los flujos que abandonan las etapas se encuentran en equilibrio termodinámico, la Figura 2.9 describe esquemáticamente este modelo.

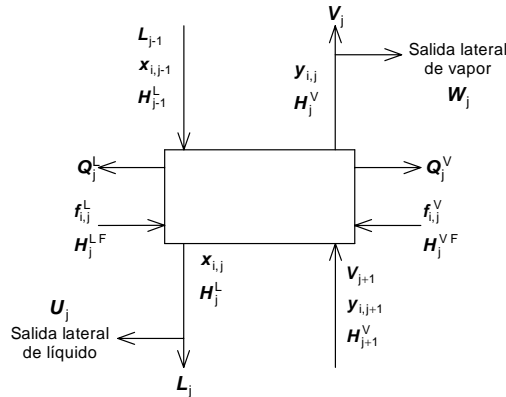


Figura 2.9. Modelo de Etapa Ideal en Equilibrio.

Las ecuaciones que representan el modelo de etapa ideal en equilibrio en un proceso de separación son:

- 1) Los balances de materia por componente y el balance de materia total:

$$M_{i,j} = (1 + r_j^V)V_j y_{i,j} + (1 + r_j^L)L_j x_{i,j} - V_{j+1} y_{i,j+1} - L_{j-1} x_{i,j-1} - f_{i,j}^V - f_{i,j}^L = 0$$

$$i = 1, 2, \dots, C - 1 \quad \dots\dots(1)$$

$$M_j^T = (1 + r_j^V)V_j + (1 + r_j^L)L_j - V_{j+1} - L_{j-1} - F_j^V - F_j^L = 0 \quad \dots\dots(2)$$

En donde:

$$r_j^V = \frac{W_j}{V_j} \quad y \quad r_j^L = \frac{U_j}{L_j} \quad y \quad \text{“C” es el número de componentes}$$

- 2) Las relaciones de equilibrio:

$$E_{i,j} = K_{i,j} x_{i,j} - y_{i,j} = 0, \quad i = 1, 2, \dots, C \quad \dots\dots(3)$$

- 3) La suma de las fracciones mol del vapor y del líquido deben ser igual a 1:

$$S_j^V = \sum_{i=1}^C y_{i,j} - 1 = 0 \quad \dots\dots(4)$$

$$S_j^L = \sum_{i=1}^C x_{i,j} - 1 = 0 \quad \dots\dots(5)$$

4) El balance de energía:

$$H_j = (1 + r_j^V)V_j H_j^V + (1 + r_j^L)L_j H_j^L - V_{j+1} H_{j+1}^V - L_{j+1} H_{j+1}^L - F_j^V H_j^V - F_j^L H_j^L + Q_j^V + Q_j^L$$

$$H_j = 0 \dots\dots\dots(6)$$

Sumando las ecuaciones (1) a (6) se tiene un total de $2C+3$ ecuaciones, que se conocen como las ecuaciones MESH, M por el balance de Materia, E por las relaciones de Equilibrio, S por la ecuación de la sumatoria de las fracciones mol y H por el balance de Energía. Si se especifican todas las corrientes de alimentación para una etapa; la presión, las cargas térmicas y el flujo de las corrientes laterales hay un total de $2C+3$ variables en cada etapa “j”, las cuales son:

- La composición del vapor $y_{i,j}(C)$
- La composición del líquido $x_{i,j}(C)$
- Flujo del vapor $V_j(1)$
- Flujo del líquido $L_j(1)$
- Temperatura de la etapa $T_j(1)$

Lo que da un total de $2C+3$ variables cuyos valores son hallados al resolver de forma simultánea las ecuaciones MESH. Para una columna de “N” etapas, el número de ecuaciones es $N(2C+3)$. La importancia del modelo de etapa ideal en equilibrio es la gran cantidad de algoritmos y programas que se han desarrollado para resolver las ecuaciones y obtener el valor de las variables que se están evaluando.

Las desventajas del modelo son que; las etapas nunca llegan a operar en el equilibrio y se tiene que introducir el concepto de eficiencia, aplicado a cada plato, a cada componente y de forma global.

NOMENCLATURA			
C	número de componente	T	temperatura [K]
E	ecuación de equilibrio	U	flujo lateral del líquido [kmol/s]
f	flujo molar por componente [kmol/s]	V	flujo molar del vapor [kmol/s]
F	flujo molar total [kmol/s]	W	flujo lateral de vapor [kmol/s]
H	ecuación de balance de energía	x	fracción mol en la fase líquida [-]
<i>H</i>	entalpía [J/kmol]	y	fracción mol en la fase vapor [-]
K	relación de equilibrio	Subíndice	
L	flujo molar del líquido [kmol/s]	i	número de componente
M	ecuación de balance de materia	j	número de etapa
N	número de etapas	Superíndice	
Q	entrada/salida de calor [J/s]	L	líquido
r	relación de la corriente lateral al flujo interetapa	V	vapor
S	ecuación de sumatoria de las fracciones mol		

3. SIMULADOR HYSYS

3.1 Simulador de Procesos HYSYS

La simulación del Fraccionador Principal de la Planta FCC de la Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas” se realizó con el simulador **HYSYS**.

HYSYS es un simulador de procesos que cuenta con varios modelos de operaciones unitarias, las cuales pueden simularse a régimen permanente y dinámico. Este simulador cuenta con:

- Información termodinámica de componentes puros y parámetros de interacción para mezclas multicomponentes.
- Modelos termodinámicos rigurosos.
- Modelos rigurosos de operaciones unitarias.
- Ambiente de desarrollo para generar diagramas de flujo de proceso.

HYSYS permite la integración de operaciones unitarias, expresiones de reacciones cinéticas y paquetes de propiedades especializados. Así como la selección de métodos de propiedades y parámetros de interacción para una mejor descripción de los sistemas. Este simulador hace predicciones precisas de equilibrio de fases y propiedades termo-físicas e integra diferentes bases de datos. Facilita la importación de datos experimentales de planta, permite regresión de datos y optimización de estos.

Un primer paso consiste en construir el diagrama de flujo del proceso, en el que una vez determinadas todas las variables del proceso a régimen permanente, éstas pueden someterse a procesos de optimización, control y dimensionamiento.

Las capacidades de HYSYS permiten modificaciones de cualquier condición de operación y/o reconfiguraciones del diagrama de flujo de proceso, permitiendo determinar el impacto de estos cambios en las demás variables del proceso, permitiendo estudiar posibles escenarios en los que se cumplan especificaciones de productos o se minimicen gastos de operación.

Una vez concluida la simulación a régimen permanente, la simulación a régimen dinámico permite establecer esquemas de control para mantener alguna especificación de producto en presencia de cambios en las corrientes de alimentación y/o variables de operación del equipo.

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. HYSYS constituye una herramienta fundamental para los ingenieros, ya que proporciona la información necesaria para optimizar la producción y tomar decisiones.

La flexibilidad de HYSYS le 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 preestablecidas dentro del mismo.

3.2 Procedimiento para llevar a cabo la Simulación

Para llevar a cabo una simulación se requiere de un procedimiento básico que consta de los siguientes pasos, mismos que se aplicaron en la Simulación del Fraccionador Principal y los cuales se describen en el capítulo 5.

- 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.
- 2. Selección de Unidades:** las unidades a emplearse en una simulación deben ser, por facilidad de manejo, aquellas en las que se dispone de la mayor información del proceso a simular. HYSYS cuenta con tres sistemas de ecuaciones; Field, SI, Euro SI, además se cuenta con la posibilidad de crear un Sistema de Unidades del Usuario, según sean sus necesidades.

- 3. Declaración de Componentes y Pseudocomponentes:** implica la especificación de todos los componentes que están presentes en la simulación de un proceso. En cuanto a la declaración de componentes, HYSYS contiene una librería de componentes, la cual incluye componentes tradicionales, electrolitos e hipotéticos. HYSYS permite la creación de pseudocomponentes para fracciones del petróleo a partir de una TBP (curva o tabla en la que se representan datos de porcentaje de vaporización de la fracción problema contra temperatura de ebullición), la cantidad de pseudocomponentes generados depende de los intervalos que desee generar el usuario.
- 4. Elección del o los Modelos Termodinámicos:** este 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 da mayor flexibilidad a la simulación. La Tabla 3.1 muestra los modelos termodinámicos con que cuenta HYSYS.

Tabla 3.1. Modelos Termodinámicos
HYSYS

Ecuaciones de Estado	Modelos con Coeficientes de Actividad	Estados Correspondientes	Modelos Específicos
GCEOS Kabadi-Danner	Chien Null Extended NRTL	Chao Seader Grayson Streed	Amine Pkg ASME Steam Infochem Multiflash
Lee-Kesler-Plocker	General NRTL	Modelos Presión de Vapor	MBWR NBS Steam
MBWR Peng-Robinson	Margules NRTL		
PRSV	UNIQUAC	Antoine	Neotec Black Oil OLI-Electrolyte
Sour SRK	Van Laar	Braun K10	
Sour PR	Wilson	Esso Tabular	
SRK Zudkevitch-Joffee			

5. **Especificación de la Topología del Proceso:** HYSYS permite construir el diagrama de flujo de proceso incorporando los modelos de operaciones unitarias con sus correspondientes parámetros de operación, corrientes de entrada y salida y las conexiones entre ellos.
6. **Determinación de las Corrientes de Corte:** las corrientes de corte, son aquellas que es necesario que logren la convergencia debido a que se tienen recirculaciones en el proceso. Para ello HYSYS cuenta con operaciones de recirculación.
7. **Definición de las Corrientes de Alimentación y de Corte:** estas se deben especificar para proporcionar flujo, composición y condiciones de operación (presión y temperatura o fracción de vapor) al sistema que se va a simular.
8. **Elección del Modelo a Utilizar para cada Operación Unitaria:** la elección de los modelos a utilizar para representar cada una de las operaciones unitarias se realiza en base a cada equipo. La mayoría de las operaciones sólo pueden ser simuladas adecuadamente con un solo modelo, por ejemplo un intercambiador de calor o una bomba. No es así el caso de las columnas, ya que éstas pueden ser simuladas con un condensador y un rehervidor acoplados al modelo o como equipos separados, según se desee. HYSYS cuenta con una amplia gama de modelos para representar casi todas las operaciones unitarias que se llevan a cabo en cualquier planta de proceso, incluyendo procesos en los que se manejan sólidos. HYSYS identifica la operación unitaria a ser simulada con el nombre reservado del modelo, estos son enlistados en la Tabla 3.2.
9. **Especificación de las Condiciones de Operación y de Diseño:** en esta parte se deben definir cuáles son las variables de operación que se van a especificar en cada operación unitaria. El número de variables que se deben especificar depende de la operación que deseamos representar, por lo que 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 modo 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 su convergencia. 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 solo se debe 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 será necesario modificar las condiciones de operación definidas para que no existan redundancias que imposibiliten la convergencia.

Tabla 3.2. Modelos de Operaciones Unitarias
HYSYS

Tanques	Reactores	Sub-Diagramas	Operaciones Lógicas
3 Phase Separator	Cont. Stirred Tank Reactor	3 Stripper Crude	Adjust
Cont. Stirred Tank Reactor	Conversion Reactor	4 Stripper Crude	Balance
Conversion Reactor	Equilibrium Reactor	Absorber	Black Oil Translator
Equilibrium Reactor	Gibbs Reactor	Column Sub-Flowsheet	Boolean And
Gibbs Reactor	Plug Flow Reactor	Distillation	Boolean Countdown
Separator	SULSIM Extension	FCCU Main Frac	Boolean CountUp
Tank		Liquid-Liquid Extractor	Boolean Latch
Equipo de Transferencia de Calor	Equipo para manejo de Sólidos	MASSBAL Sub-Flowsheet	Boolean Not
	Baghouse Filter	Reboiled Absorber	Boolean OffDly
Air Cooler	Cyclone	Refluxed Absorber	Boolean OnDly
Cooler	Hydrocyclone	Standard Sub-Flowsheet	Boolean Or
Fired Heater	Rotary Vacuum Filter	Three Phase Distillation	Boolean Xor
Heat Exchanger	Simple Solid Separator	Vacuum Resid Tower	Cause And Effect Matrix
Heater			Digital Pt
LNG	Equipo Rotatorio	Plantillas de Columnas	DMC Controller
Equipo de Tuberías	Compressor	3 Stripper Crude	External Data Linker
	Expander	4 Stripper Crude	MPC Controller
ACM Oper	Pump	Absorber	Parametric Unit Operation
Compressible Gas Pipe		Distillation	PID Controller
Mixer	Modelos Aproximados de Columnas	FCCU Main Frac	Ratio Controller
Pipe Segment	Component Splitter	Liquid-Liquid Extractor	Recycle
PIPESIM	Shortcut Column	Reboiled Absorber	Selector Block
Relief Valve		Refluxed Absorber	Set
Tee		Three Phase Distillation	Split Range Controller
Valve		Vacuum Resid Tower	Spreadsheet
			Stream Cutter
			Surge Controller
			Transfer Function Block

4. DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA DE LECHO FLUIDIZADO**4.1 Planta de Desintegración Catalítica de Lecho Fluidizado de la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas**

Para su instalación en la refinería “Gral. Lázaro Cárdenas” de Minatitlán, Ver. la planta de Desintegración Catalítica de Lecho Fluidizado fue diseñada en 1964 con tecnología UOP. En 1965 la Lummus Company comenzó su construcción y en 1967 inició operaciones. Su capacidad de diseño fue de 24 MBD, llegando a alcanzar en operación la capacidad de 28 MBD.

En 1998 se cambió el arreglo de agua de enfriamiento a los condensadores del domo de la Fraccionadora Principal, los cuales eran alimentados en serie, quedando en paralelo y con ello permitió incrementar la carga hasta 28 MBD como parte de un programa de mejoramiento operativo (MDO), esto es, se incrementó la eficiencia de la planta por un mejor sistema de condensación.

En 1999 la compañía Stone & Webster elaboró el paquete de ingeniería básica para la modernización de esta unidad. En el año 2003 la compañía ICA-Fluor Daniel desarrolló el paquete de ingeniería de detalle.

Los trabajos de modernización de la planta FCC se llevaron a cabo en el periodo de Octubre a Diciembre del año 2004.

Se decidió modernizar la planta catalítica debido a que actualmente se han desarrollado avances tecnológicos que permiten obtener mejores rendimientos de los productos con mayor valor agregado, de los cuales es posible obtener mayores beneficios económicos.

El proyecto de la modernización de la Planta Catalítica de la Refinería de Minatitlán, es parte de un macroproyecto que el Sistema Nacional de Refinerías implementó con el propósito fundamental de implantar un nuevo esquema, consistente en incrementar la producción de petrolíferos y la cobertura de la demanda nacional de hidrocarburos que cumplan con calidad ecológica internacional.

4.2 Descripción General del Proceso de Desintegración Catalítica

Los procesos de desintegración requieren de altas temperaturas (arriba de 932 °F) para convertir hidrocarburos pesados en productos más ligeros y de mayor valor agregado. Esto se obtiene térmica o catalíticamente. El proceso catalítico ha desplazado casi completamente al proceso térmico, debido a la ventaja de que la reacción de desintegración se efectúa a temperaturas y presiones menores produciendo al mismo tiempo gasolina de mayor octano, gases más estables y menos productos residuales pesados.

La Unidad FCC puede procesar una variedad muy amplia de aceites pesados de diferentes fuentes de la Refinería, como lo muestra la Figura 4.1, y estos pueden ser: Gasóleo Atmosférico (AGO) de la Destilación Atmosférica y Gasóleos de Vacío (LVGO y HVGO) de la Destilación a Vacío; además, se pueden combinar con Gasóleos de una Unidad Coquizadora. Generalmente, la alimentación constituye la fracción de la destilación en el rango de 662 °F a 1022 °F. Las propiedades de la alimentación a la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado de la Refinería de Minatitlán se enlistan en la Tabla 4.1.

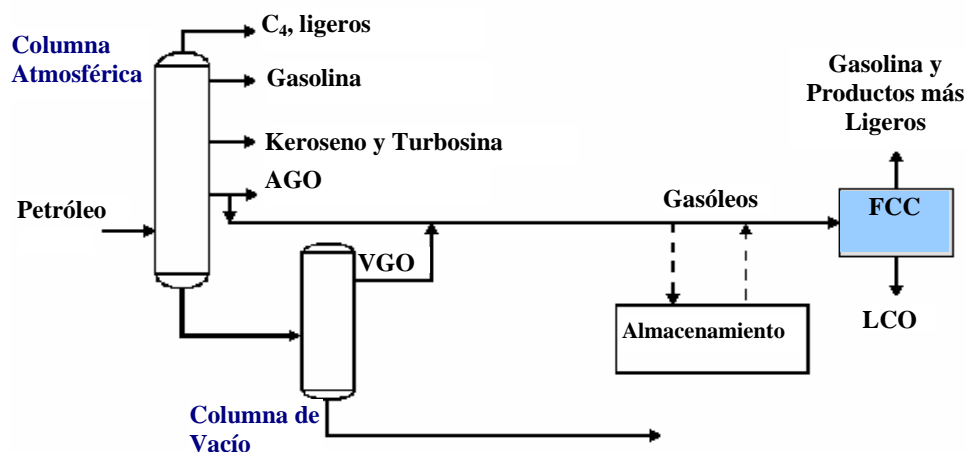


Figura 4.1. Esquema Típico de Alimentación a una Unidad FCC.

Tabla 4.1. Propiedades de la Alimentación a la Unidad FCC

Propiedad	AGO	LVGO	HVGO	Hyd. Coker Gas Oil	Blend
Vol %	15.06	19.02	34.35	34.57	100.00
Gravedad API @ 60°F	27.01	23.60	18.38	23.23	22.15
Gravedad Específica @ 60°F	0.8927	0.9122	0.9441	0.9145	0.9209
Factor de Watson (UOP K)	11.72	11.57	11.67	11.80	11.69
Carbón Conradson, wt%	0.40	0.01	0.55	0.10	0.28
Azufre, wt%	2.33	2.58	3.20	0.20	2.02
Nitrógeno Total, ppmw	960	924	1900	500	1140
Níquel, ppmw	0.01	0.02	0.80	0.50	0.44
Vanadio, ppmw	0.01	0.50	2.70	0.50	1.20
Destilación, °F	D86	D1160	D1160	-----	-----
IBP	612	597	741	-----	-----
5 vol%	621	644	-----	-----	-----
10 vol%	630	660	524	-----	-----
30 vol%	680	710	883	-----	-----
50 vol%	711	743	927	-----	-----
70 vol%	740	777	988	-----	-----
90 vol%	795	838	1085	-----	-----
95 vol%	813	865	-----	-----	-----
EP	858	943	1267	-----	-----

4.3 Secciones de la Planta de Desintegración Catalítica

La planta consta de las siguientes secciones:

1. Sección Catalítica (Reactor-Regenerador)
2. Sección de Fraccionamiento
3. Sección de Recuperación

4.3.1 Sección Catalítica (Reactor-Regenerador)

En la Planta de Craqueo Catalítico Fluidizado de la Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas” la mezcla de Gasóleos son alimentados al Reactor Tubular (Riser) como lo muestra la Figura 4.2, con la finalidad de que las moléculas se desintegren para formar productos de mayor valor comercial. El carbón formado en la reacción se deposita como coque en el catalizador, mientras que los productos de la reacción salen por el domo del Reactor en fase vapor. El proceso de desintegración catalítica es un proceso endotérmico y por lo tanto

requiere suministro de calor. La temperatura requerida por la reacción es controlada mediante el ajuste del flujo de alimentación del catalizador proveniente del Regenerador hacia el Reactor. La relación entre el flujo de catalizador y la carga fresca es llamada "Relación Cat to Oil". El catalizador regenerado (caliente) vaporiza la alimentación y los vapores resultantes son soportados por el vapor que acarrea el catalizador hacia la parte superior del Riser. La desintegración ocurre durante el trayecto de los vapores de hidrocarburos y el catalizador hacia la parte superior del Reactor Tubular. Al final del Reactor Tubular la reacción de desintegración deseada es completada y el catalizador es separado en el dispositivo terminal del Reactor Tubular (LD^2) de la mezcla de los vapores de hidrocarburos para minimizar reacciones indeseables posteriores.

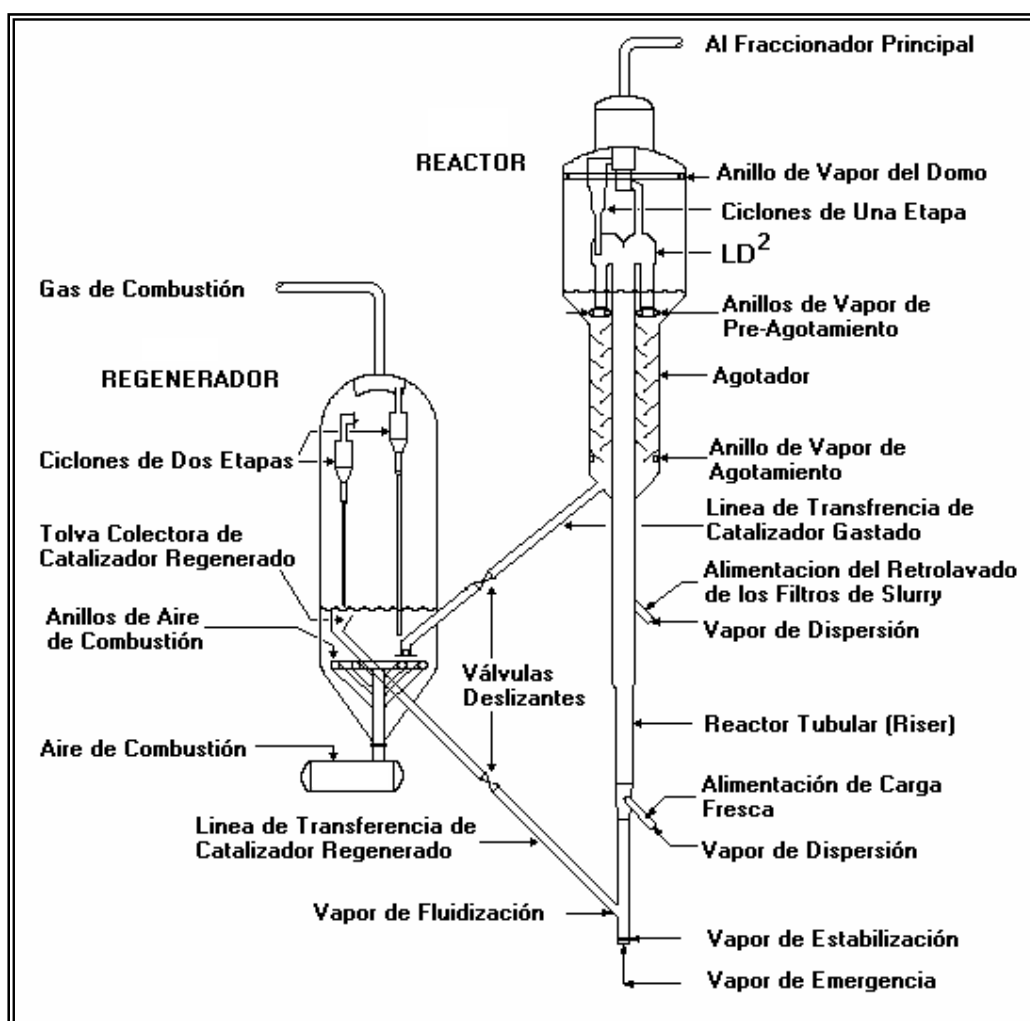


Figura 4.2. Sección Catalítica (Reactor-Regenerador) de la Unidad FCC.

Durante la Reacción de desintegración, un subproducto llamado carbón de coque es depositado en el catalizador circulante. Este catalizador (referido como catalizador gastado) cae de las piernas del LD² del Reactor a la sección de Agotamiento en donde un flujo de vapor de agotamiento a contracorriente remueve tanto los vapores de hidrocarburos intersticiales (hidrocarburos dentro del catalizador) como los adsorbidos (hidrocarburos sobre el catalizador). Se inyecta vapor de agotamiento en los anillos de agotamiento para mantener una buena condición de fluidización del catalizador. El catalizador agotado fluye del Agotador del Reactor a través de la Línea de Transferencia del Catalizador Gastado (Standpipe) hacia el Regenerador, en donde el coque es continuamente quemado. El flujo del catalizador a través de la Línea de Transferencia de Catalizador Gastado es controlado para balancear el flujo de la circulación del catalizador y mantener un nivel constante de catalizador en el Reactor.

En el Regenerador, el calor de combustión incrementa la temperatura del catalizador hasta un rango de entre 1198-1375 °F (648-746 °C). El propósito de esta regeneración es reactivar el catalizador gastado de tal forma que cuando el catalizador es regresado al Reactor Tubular (Riser), se encuentre en óptimas condiciones para efectuar su función de desintegración. En la Sección de Regeneración se queman las partículas de coque en el catalizador y transfieren calor al catalizador circulante. La energía arrastrada por el catalizador regenerado caliente, es usada para vaporizar y calentar el vapor de la carga fresca hasta la temperatura requerida por la reacción en el Reactor Tubular. También provee el Calor de Reacción requerido para fragmentar las moléculas de los gasóleos de la alimentación hasta el nivel de conversión deseado. El catalizador regenerado es fluidizado en la "Y" del Reactor Tubular antes de entrar en contacto con la corriente de alimentación de los hidrocarburos.

El catalizador gastado es distribuido dentro del lecho de catalizador justo por arriba de los anillos de aire de combustión. El catalizador es regenerado en paralelo con el flujo del aire de combustión. Las temperaturas en el regenerador no son controladas en forma directa, dependerán del quemado de coque. El regenerador operará en un modo de combustión completa en donde el CO es quemado generando CO₂ en presencia de exceso de oxígeno.

El calor de combustión generado por el quemado de coque, calienta el catalizador y suplirá mas tarde el calor requerido por el sistema de reacción. El catalizador gastado del Reactor

se mezcla con Aire proveniente del Soplador de Aire y con el Catalizador Regenerado se incrementa la temperatura del catalizador gastado. El catalizador gastado entra al regenerador a una temperatura aproximada entre 923-1022 °F (495-550 °C), lo cual no es suficiente para iniciar un completo quemado del CO a CO₂. El mezclado se lleva a cabo en la parte baja del Regenerador y por encima de los anillos de distribución del aire de combustión. El Regenerador es operado a las condiciones donde se logre alcanzar la combustión total del CO a CO₂. El gas de combustión viaja en forma ascendente hasta el sistema de ciclones, el cual consta de 6 ciclones de dos etapas. El gas de combustión pasa por los ciclones de dos etapas separando el catalizador arrastrado hasta dejar el Regenerador. El catalizador se deposita en la fase densa del lecho del Regenerador, de aquí parte del catalizador va a la base del Reactor Tubular.

4.3.2 Sección de Fraccionamiento

Debido a que la presente tesis está enfocada a la Torre Fraccionadora Principal, en este apartado se describe con mayor detalle la Sección de Fraccionamiento de la Unidad FCC de la Refinería de Minatitlán.

Los productos en fase vapor del reactor fluyen a través de la línea de vapores del reactor y alimentan a la Torre Fraccionadora Principal en donde los vapores son condensados y fraccionados en Gas Húmedo, Gasolina, Nafta Pesada, Aceite Cíclico Ligero y Residuo Pesado de los fondos de la Torre, por el fondo de ésta se inyecta vapor sobrecalentado para el agotamiento de los productos pesados. La Sección de Fraccionamiento se subdivide en:

1) Circulación de los Fondos de la Torre Fraccionadora Principal: en esta sección de la bomba de calor del Residuo y la Sección de Enfriamiento en el fondo de la Torre, la recirculación del residuo enfría los vapores de los hidrocarburos desintegrados provenientes del reactor y condensa el producto de fondos. Adicionalmente, la circulación del residuo limpia los vapores de los hidrocarburos de las pequeñas cantidades de catalizador arrastrado del reactor enviándolos hacia el fondo de la Torre con los productos previamente condensados. La bomba de calor del residuo que ha sido enfriado, retorna como flujo de lavado a la parte superior de los platos de cuatro pasos tipo mampara en la sección de lavado de la Torre Fraccionadora. Una nueva corriente de residuo frío es adicionada en el fondo de la Torre como corriente de enfriamiento bajo control de

temperatura para mantener en 680 °F la temperatura del fondo. El líquido de fondos de la Torre tiene la tendencia a carbonizarse, ésta es promovida por las altas temperaturas y un tiempo de residencia alto. Se inyecta vapor en el líquido del fondo (residuo), el cual inhibe la formación de coque y mantiene las partículas del catalizador y el coque en suspensión.

2) Extracción y Circulación del Aceite Cíclico Pesado (HCO): el HCO es extraído de la columna y usado para remover calor de la Torre mediante el suministro de calor al Rehervidor de la Debutanizadora como parte de la integración de calor entre la Torre Fraccionadora Principal y la Sección Concentrada de Gas. La circulación de HCO también proporciona un reflujo adecuado en la sección de HCO de la Torre Fraccionadora también llamado Sección de Lavado.

3) Extracción, Circulación y Agotamiento del Aceite Cíclico Ligero (LCO): en la sección de circulación del LCO, Circuito de LCO, Aceite Esponja Pobre y Producto de LCO, son extraídos del mismo plato tipo chimenea y son divididos en dos corrientes:

- La bomba de calor de LCO y el Aceite Esponja Pobre a la Planta de Gas.
- El Producto de LCO alimenta al Agotador de LCO en donde los ligeros son agotados del Producto del LCO mediante vapor. Los vapores con los ligeros agotados regresan a la Torre Fraccionadora por encima del Plato Tipo Chimenea de la sección de LCO. El LCO Producto es enviado a almacenamiento. Una pequeña corriente de LCO Producto enfriado es usada por la planta como aceite de sellos.

La corriente combinada con la circulación de la bomba de calor de LCO y el Aceite Esponja Pobre es nuevamente dividido en dos corrientes y enviadas a la Planta de Gas:

- La primera corriente de la bomba de calor de LCO es usada solamente para suministrar calor a la Columna Depropanizadora.
- La segunda corriente, la cual se compone de la bomba de calor de LCO y de Aceite Esponja Pobre, es usada para suministrar calor a la columna Agotadora, precalentar la carga fresca y precalentar Agua de Alimentación a Calderas (BFW).

- Parte de la corriente es entonces enviada a la Columna Sponge Absorber como Aceite Esponja Pobre, mientras que el remanente de la corriente es recombinada de nuevo con la primera corriente de la circulación de LCO.
- La corriente recombinada de LCO se mezcla posteriormente con el Aceite Esponja Rico proveniente del Absorbedor de Aceite Esponja.

La corriente total de la bomba de calor de LCO fría, regresa nuevamente a la Torre Fraccionadora a la parte superior de la sección de la bomba de calor de LCO, para enfriar los vapores ascendentes de los hidrocarburos desintegrados provenientes de la sección de fraccionamiento y para controlar el reflujo interno arriba de la sección de LCO.

La circulación del LCO remueve calor de la Torre Fraccionadora suministrando calor a la carga fresca como parte de la integración térmica con la Torre, además de proporcionarle reflujo es usado para suministro de calor en la Unidad de Concentración de Gas y usado en la absorción del LPG en el Absorbedor de Aceite Esponja.

La sección del LCO producto inicia en el Agotador de LCO, los componentes ligeros en el LCO son removidos mediante el agotamiento con vapor. El producto del LCO es enviado a Hidrotratamiento y una pequeña parte es entregada como Aceite de Sellos. La cantidad de LCO producido depende de las condiciones de operación, tipo de alimentación y tipo de catalizador.

4) Extracción, Circulación y Agotamiento de Nafta Pesada: el fraccionamiento entre el Aceite Cíclico Ligero (LCO) y la Nafta Pesada (HN) se efectúa en la sección empacada, por debajo del plato tipo chimenea, en donde se extrae tanto la circulación como el producto de la Nafta Pesada. La extracción de la Nafta Pesada se divide en dos corrientes, el Producto y la circulación de la nafta pesada. La corriente de circulación de la Nafta Pesada es enfriada contra la alimentación en la Debutanizadora para posteriormente retornar a la Torre Fraccionadora. El producto de la nafta pesada entra a un Agotador en donde se adiciona vapor de agotamiento para agotar los ligeros de la nafta pesada. Los vapores de los ligeros agotados a la Nafta Pesada son regresados a la Torre Fraccionadora justo por arriba del Plato de Extracción. La Nafta Pesada Producto es enfriada antes de ser enviada a Límites de Batería.

La sección de Fraccionamiento Nafta Pesada/Nafta Ligera (HN/LN) se efectúa en la primer sección empacada del domo de la Torre Fraccionadora, el Reflujo al Fraccionador entra en la parte superior de esta sección de Fraccionamiento.

5) Sistema del Domo del Fraccionador Principal: los vapores del domo de la Torre Fraccionadora Principal se componen de una mezcla de Nafta Ligera, de Hidrocarburos Ligeros, Vapor de Agua y Gases Inertes provenientes del Reactor. Los Vapores del Domo son condensados parcialmente en el Condensador de la Torre Fraccionadora y en los enfriadores auxiliares del sistema del domo. Se inyecta agua de lavado a la línea de los vapores del domo antes de los condensadores, el líquido resultante, Vapor y Agua Amarga son separados en un acumulador de Reflujo. La Nafta Ligera del Acumulador de Reflujo es separada en dos corrientes:

- El Reflujo al Fraccionador Principal.
- El producto destilado neto que es enviado hacia un Absorbedor Primario.

El Gas Húmedo del acumulador de reflujo fluye hacia la sección de compresión. El Agua Amarga es bombeada hacia Límite de Batería. El gas húmedo proveniente del acumulador de Reflujo de la Torre Fraccionadora, alimenta al compresor de gas húmedo.

La descarga del compresor se combina con la corriente líquida de los fondos del Absorbedor Primario y los vapores del domo del agotador antes de ser enfriados. Agua de lavado es también inyectada en la línea con la mezcla de fases antes de los enfriadores. El efluente de los enfriadores alimenta a un Separador de Alta Presión en donde los vapores, hidrocarburos líquidos y agua son separados. El vapor del separador de alta presión alimenta los fondos del Absorbedor Primario. Los hidrocarburos líquidos condensados son bombeados hacia el plato del domo de un Agotador después de ser precalentados por los fondos de la Columna Debutanizadora.

El agua amarga se drena del separador de alta presión y es enviada de regreso al Condensador de la Torre Fraccionadora como agua de lavado.

6) Sistema de Alimentación a la Torre Fraccionadora Principal: la alimentación a la Torre es el efluente del reactor, el cual se alimenta directamente en el fondo de la Torre.

4.3.3 Sección de Recuperación

La gasolina estabilizada y el gas húmedo, provenientes de la Torre Fraccionadora Principal, se bombean y comprimen respectivamente a la planta de concentración de gas para una nueva separación (eliminar el azufre de estas corrientes). También se obtienen del domo de la fraccionadora, por medio de un absorbedor, el propano propileno y el butano-butileno, que sirven como materia prima para la Industria Petroquímica, o bien, como combustible (LPG).

Es importante tener la simulación de la planta completa, esta sección también ha sido analizada en un trabajo de tesis, faltando para tener el análisis completo la simulación de la sección de reacción, lo cual se recomienda se lleve a cabo en trabajos posteriores.

Finalmente los productos obtenidos en la FCC son:

- Gases de Hidrocarburos Ligeros (C₂-) los cuales son usados por la Refinería como Gas Combustible.
- Olefinas y Parafinas Ligeras (C₃'s y C₄'s) también llamadas LPG.
- Gasolina Inestabilizada.
- Nafta Pesada.
- Aceite Cíclico Ligero (LCO).
- Aceite Cíclico Pesado (HCO).
- Producto de Fondos del Fraccionador (Slurry).
- Adicionalmente, es generado Gas de Combustión durante el quemado del coque en el regenerador y el calor es recuperado y empleado para la generación de vapor de alta presión.

La Figura 4.3 nos muestra las rutas típicas de los productos de la FCC para su posterior procesamiento y/o para ser mezclados y enviarlos a Límite de Batería. La Tabla 4.2 contiene las propiedades de los productos de la Planta de Desintegración Catalítica de Lecho Fluidizado de la Refinería de Minatitlán.

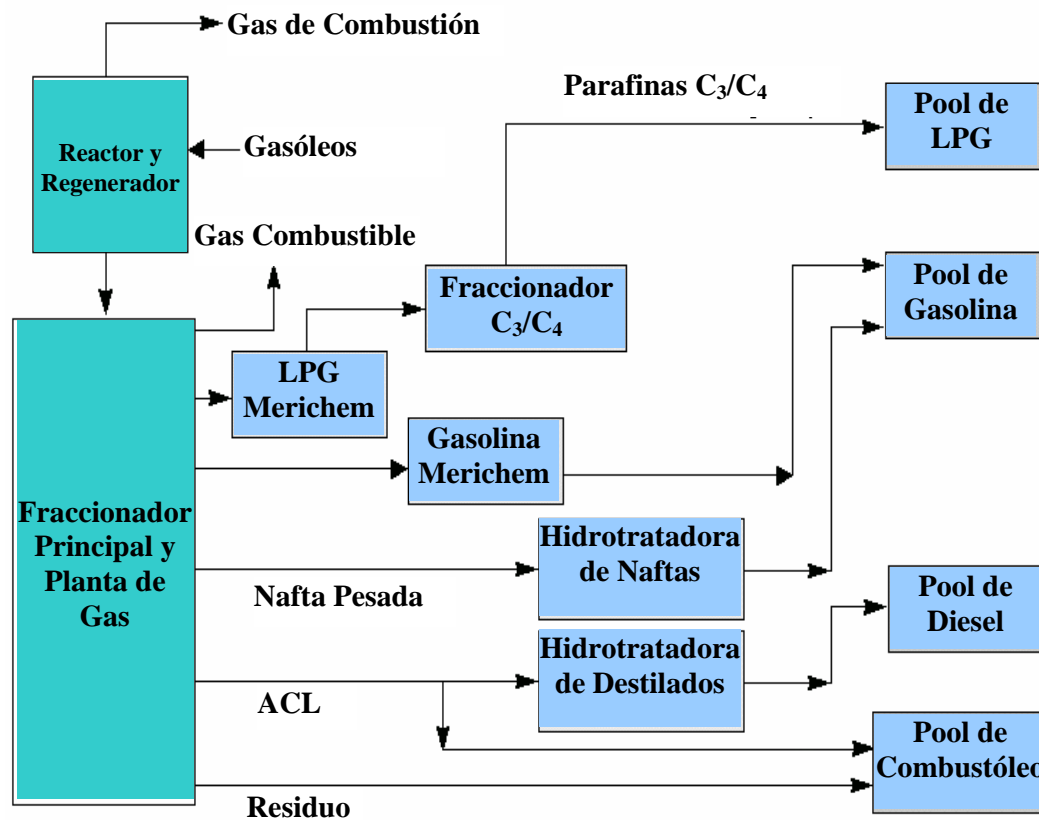


Figura 4.3. Ruta de los Productos de la Unidad FCC.

Tabla 4.2. Propiedades de los Productos de la Unidad FCC

Propiedades de los Productos	
LPG	
H ₂ S, p.m.	138
Total Mercaptanos, ppmw	285
Etil Mercaptanos, ppmw	34
COS, p.m.	114
Azufre Total, ppmw	537
Butadieno, ppmw	4695
Gasolina (C₅ - 221°C TBP)	
Gravedad API	53.4
Azufre, wt%	0.2
Mercaptanos, ppmw	245
RONC	93.2
MONC	81.2
P/O/N/A, vol%	25.4 / 29.3 / 13.5 / 31.7
Benzeno, vol% en Gasolina	0.9
Aceite Cíclico Ligero (221 - 360°C TBP)	
Gravedad API	17.1
Azufre, wt%	2.25
Índice de Cetano	24.4

Tabla 4.2. Propiedades de los Productos de la Unidad FCC (Continuación)

Propiedades de los Productos	
Aceite Decantado (360°C+ TBP)	
Gravedad API	-0.9
Azufre, wt%	5.26
Coque	
Azufre, wt%	3.43
Hidrógeno, wt%	7.00

5. SIMULACIÓN DE LA TORRE FRACCIONADORA PRINCIPAL DE LA PLANTA DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA DE LECHO FLUIDIZADO

Como se mencionó en la introducción, el presente trabajo se enfoca principalmente en la Simulación y el Análisis de la Torre Fraccionadora Principal de la Planta de Desintegración Catalítica de Lecho Fluidizado (FCC) ubicada en la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas, Área 4, la cual convierte (con la modernización) 30,250 BPSD de gasóleos de crudos pesados en productos con hidrocarburos más ligeros y de mayor valor agregado.

La importancia de la Torre Fraccionadora Principal dentro del Proceso de Desintegración Catalítica de Lecho Fluidizado radica en que los hidrocarburos resultantes del proceso de desintegración catalítica, son separados en la Fraccionadora, por lo que fue necesario analizar la estructura de la Torre sección por sección, con el fin de poder realizar la simulación como una entidad y posteriormente la simulación abierta, lo cual se explica mas adelante. La Figura 5.1 muestra el diagrama de flujo de proceso de la Torre Fraccionadora Principal, a simular.

5.1 Simulación de la Torre Fraccionadora Principal

La simulación de la Torre Fraccionadora Principal de la Planta FCC se llevó a cabo siguiendo los pasos mencionados en la sección 3.2. La Torre antes de ser modernizada era una Torre de 32 Platos de tres pasos, los cuales fueron sustituidos por empaques estructurados de alta eficiencia, de manera que ahora la Torre Fraccionadora Principal tiene cuatro secciones empacadas para efectuar transferencia de calor, una sección para lavado y tres secciones empacadas para efectuar el fraccionamiento, las cuales se enlistan en forma ascendente de la Torre:

- La bomba de calor del Residuo.
- Sección de Lavado
- La bomba de calor del Aceite Cíclico Pesado.
- Sección de Fraccionamiento entre el Aceite Cíclico Pesado y el Aceite Cíclico Ligero.
- La bomba de calor del Aceite Cíclico Ligero.
- Sección de Fraccionamiento entre el Aceite Cíclico Ligero y la Nafta Pesada.

- La bomba de calor de la Nafta Pesada.
- Sección de Fraccionamiento entre la Nafta Pesada y la Nafta Ligera.

Dichos empaques pueden ser de diferentes materiales, por ejemplo, aleación de acero inoxidable, aluminio, titanio, aleación de níquel, aleación de cobre, zirconio, o empaques cerámicos, los cuales son los recomendados en el proceso de desintegración catalítica, debido a las altas temperaturas que se manejan. Para realizar el cambio de platos a empaque estructurado de alta eficiencia se requiere un tiempo de 28 días, que es el tiempo de la reparación general de la Planta FCC.

Los empaques para su mantenimiento, requieren de limpieza cada tres años, esto se hace con chorro de agua a presión (Hidrojet), se recomienda el cambio de empaques cada diez años. El coque formado se deposita en el fondo de la torre, el cual tiene una terminación en forma de cono, eliminando así el coque con espátula para posteriormente ser extraído manualmente usando palas.

Para llevar a cabo el cambio de platos por empaque, la torre fraccionadora cuenta con cinco entradas hombre, por las cuales es posible ingresar y cambiar los internos de la columna, cambiando así los platos, para colocar las mallas metálicas en donde serán situados los empaques para finalmente cerrar el lecho empacado con otra malla.

La Figura 5.2 muestra las Secciones Empacadas de la Torre Fraccionadora Principal que sustituyeron a los Platos de tres pasos tipo mampara. Las dimensiones de la columna son: 4.9 m de diámetro y de 37 m de altura.

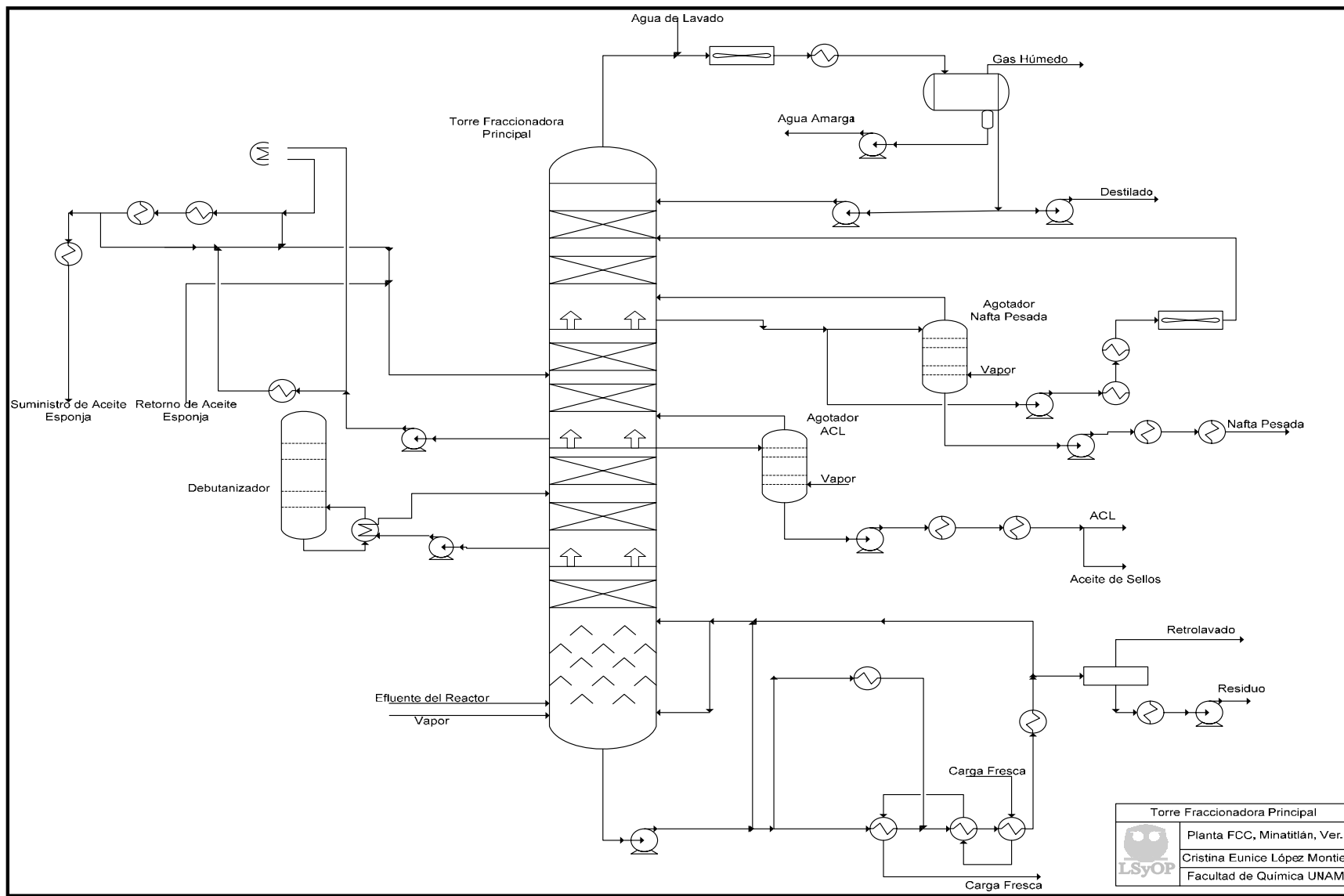


Figura 5.1. Torre Fraccionadora Principal de la Planta FCC de Minatitlán, Ver.

BC: Bomba de Calor;
 HN: Nafta Pesada;
 LN: Nafta Ligera;
 LCO: Aceite Cíclico Ligero;
 HCO: Aceite Cíclico Pesado.

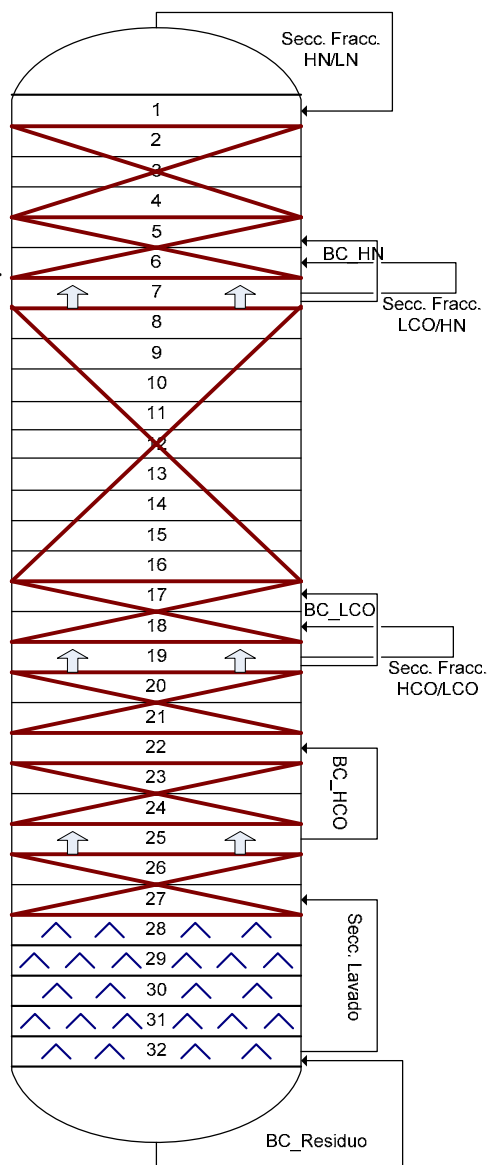


Figura 5.2. Secciones de la Torre Fraccionadora Principal.

5.2 Desarrollo de la Simulación de la Torre Fraccionadora Principal

5.2.1 Definición del diagrama de flujo de proceso y su alcance

En la Sección de Fraccionamiento se consideraron las siguientes unidades: Torre Fraccionadora Principal, a la cual están integrados dos agotadores, debido a que las corrientes que salen de la Torre llevan a cabo intercambio de calor, se utilizaron equipos de intercambio de calor, bombas, etc.

5.2.2 Selección de Unidades

Considerando las unidades en las que fueron proporcionadas las variables de diseño, se creó un sistema de unidades del usuario, como lo muestra la Figura 5.3.

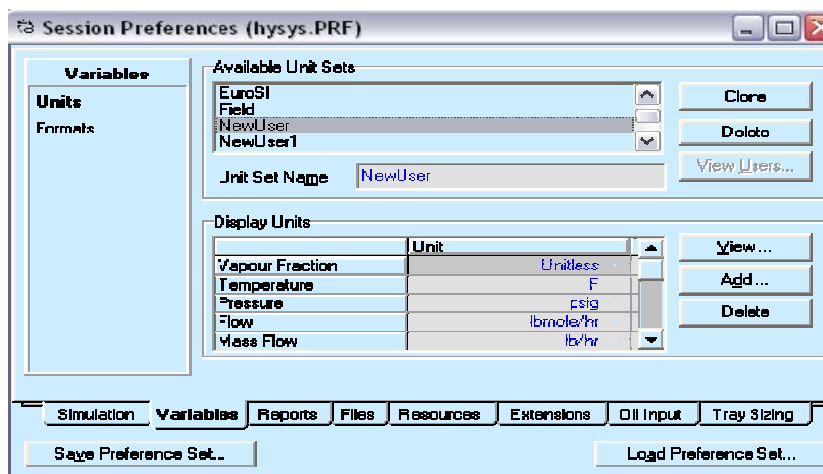


Figura 5.3. Sistema de Unidades para la Simulación de la Torre Fraccionadora Principal.

5.2.3 Definición de las Corrientes de Alimentación y de Corte

Uno de los problemas de la simulación es determinar la corriente de entrada a la Torre 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 de los pseudocomponentes generados, que a su vez forman las diferentes fracciones y los ligeros,

se tiene la corriente del efluente del reactor que es la alimentación a la Torre Fraccionadora Principal.

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

Para declarar las corrientes de alimentación deben tener la siguiente información: nombre de la corriente, flujo de cada componente y condiciones de la corriente, como temperatura y presión o presión y fracción de vapor o temperatura y fracción de vapor.

5.2.4 Declaración de Componentes y Pseudocomponentes

Se declararon los componentes presentes en la Sección de Fraccionamiento, seleccionando primero los compuestos ligeros: hidrógeno, oxígeno, agua, dióxido de azufre, ácido sulfhídrico, nitrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono, metano, etano, etileno, propano, propileno, n-butano, isobutano, 1-buteno, isobuteno, trans-2-buteno y cis-2-buteno.

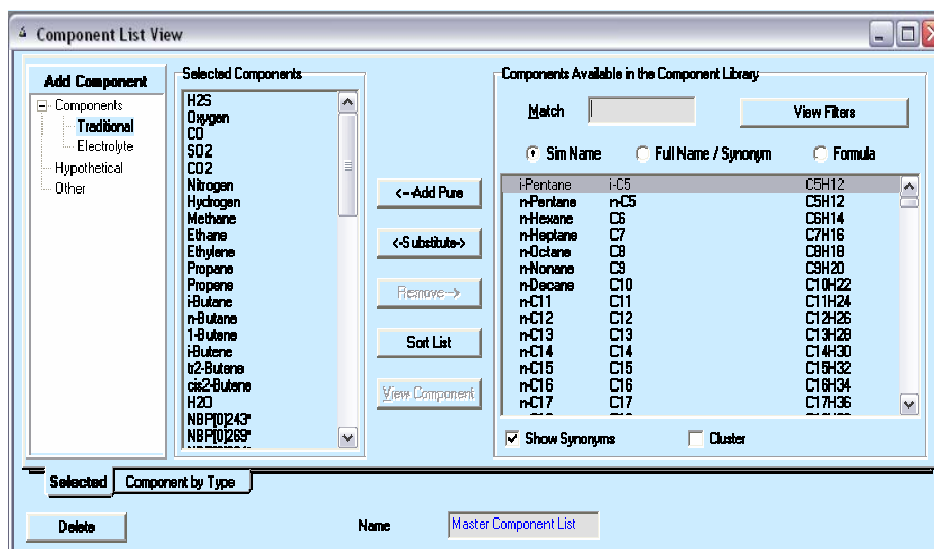


Figura 5.4. Selección de Componentes.

Para la selección de los compuestos pesados, pentanos en adelante, que se encuentran en la Gasolina Debutanizada, el Aceite Cíclico Ligero y el Residuo, los cuales, junto con los ligeros forman la alimentación, se generaron pseudocomponentes mediante correlaciones con base en curvas TBP y densidad estándar, en este caso se utilizaron datos de curva

ASTM D86 para la Gasolina y el Aceite Cíclico Ligero, ya que este análisis de destilación se aplica principalmente a fracciones o productos del petróleo, que incluyen las gasolinas, combustibles para turbinas, naftas, queroseno, destilados de aceites combustibles y solventes que no tienden a descomponerse cuando se evaporan a 760 mm Hg; y ASTM D1160 para la corriente de Residuo, análisis de destilación que se aplica a fracciones o productos pesados del petróleo, que tienden a descomponerse en el análisis ASTM D86, pero pueden evaporarse parcial o totalmente a una temperatura máxima de líquido de 750 °F y a presiones hasta de 0.13 kPa.

HYSYS generó 44 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 TBP se utilizó para simular el efluente del reactor, que es la alimentación a la Torre Fraccionadora Principal. Los datos de operación de la planta FCC que se emplearon para la simulación se enlistan en la Tabla 5.1.

Tabla 5.1.

	Gasolina	ACL	Residuo
Peso Específico Kg/m ³	769	979	1075
Método	D86	D86	D1160
% Vol	°C	°C	°C
IBP	35	159	263
10	51	238	364
30	74	262	427
50	106	278	457
70	146	298	487
90	186	326	524
EP	210	345	554
STD. m ³ /h	117.12	43.16	14.75

Para cada tipo de aceite (Gasolina, Aceite Cíclico Ligero y Residuo), se generó un ensayo, dando la Gasolina 16 componentes, 16 el Aceite Cíclico Ligero y 10 el Residuo. Como

puede apreciarse en la Figura 5.5, el ensayo de la gasolina corresponde a datos de una curva de ebullición ASTM D86.

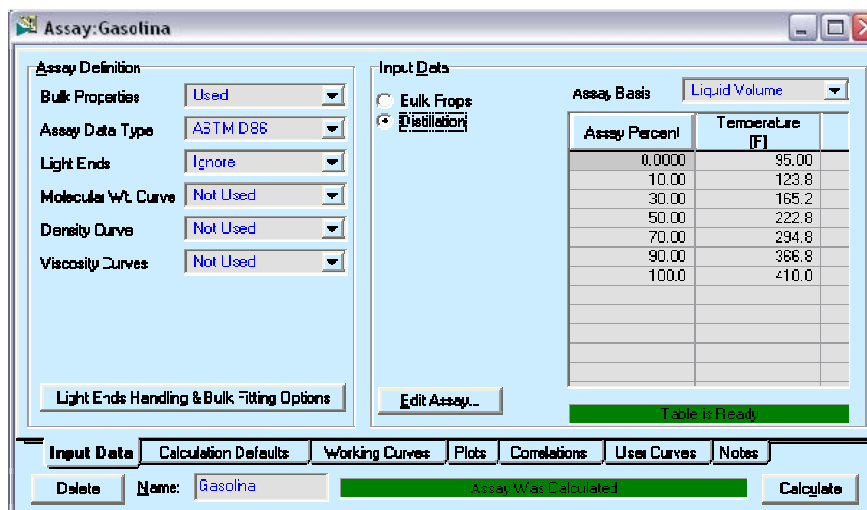


Figura 5.5. Datos ingresados para el cálculo del ensayo de la Gasolina.

Tanto la nafta como el aceite cíclico ligero y el residuo son mezclas de cientos de hidrocarburos, cuya representación en el simulador se logra a través de las curvas de destilación que caracterizan a cada una de estas mezclas y que permiten representarlas como un conjunto de pseudocomponentes como se muestra en la Figura 5.6.

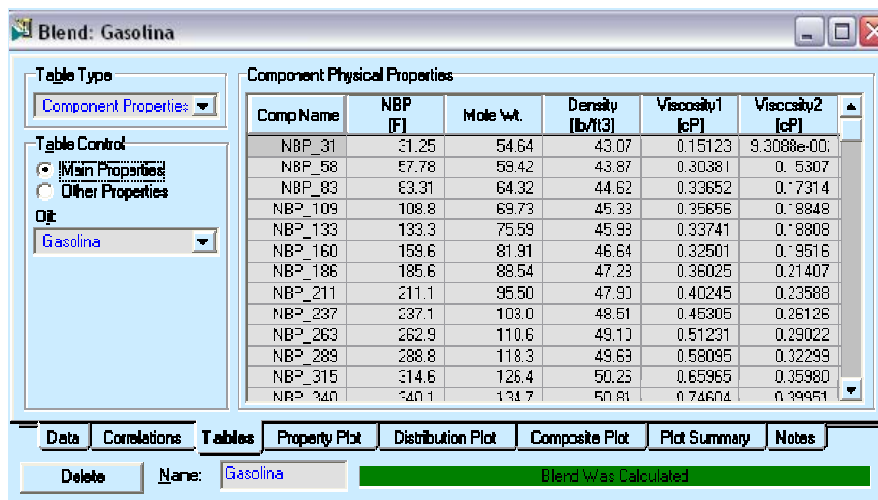


Figura 5.6. Pseudocomponentes que representan la corriente de Gasolina.

La sección denominada “Oil Manager” dentro del simulador HYSYS genera las propiedades de los pseudocomponentes que permiten reproducir la curva de destilación, como se muestra en la Figura 5.7.

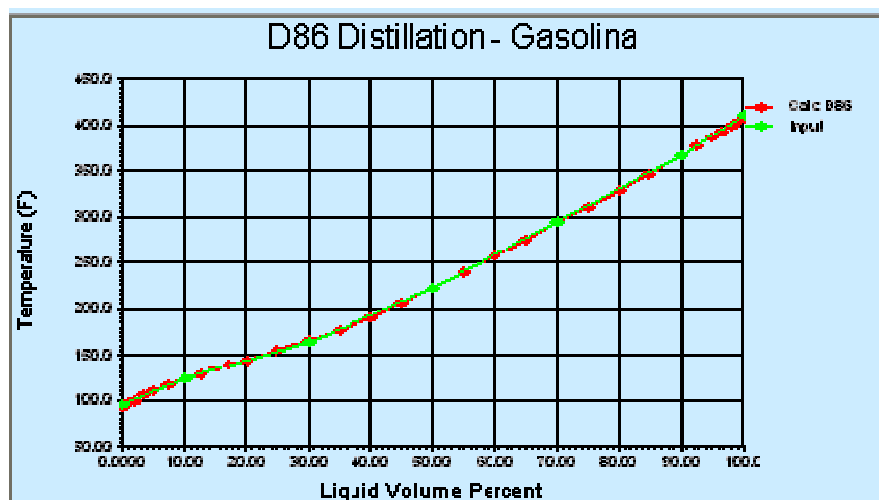


Figura 5.7. Curva ingresada y curva calculada para el ensayo de Gasolina.

5.2.5 Elección del Modelo Termodinámico

Se empleó el paquete de cálculo de propiedades de la ecuación de estado de Peng-Robinson, como se muestra en la Figura 5.8, ya que permite representar apropiadamente el comportamiento termodinámico de mezclas de hidrocarburos empleando la regla de mezclado de Van der Waals, mismos que están declarados en el simulador HYSYS en una matriz de parámetros de interacción binaria (Figura 5.9).

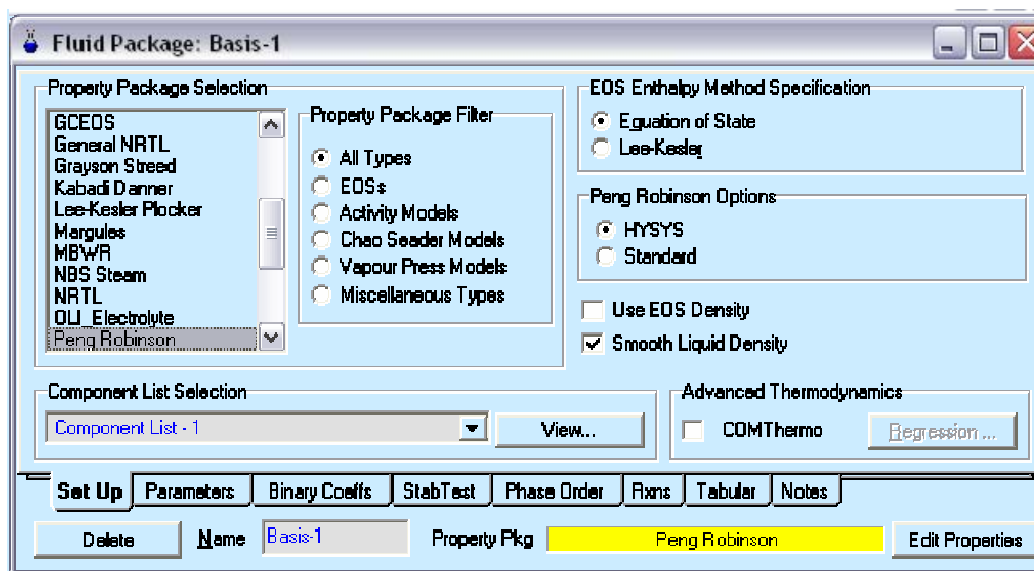


Figura 5.8. Selección del paquete de propiedades “Peng-Robinson”.

Fluid Package: Basis-1

Equation of State Interaction Parameters

	H2S	Oxygen	CO	SO2	CO2	Nitrogen	Hydrogen
H2S	---	0.00000	0.08750	0.00000	0.10000	0.16760	0.75000
Oxygen	0.00000	---	0.00000	0.00000	0.09750	-0.01200	0.00000
CO	0.08750	0.00000	---	0.00000	-0.03140	0.01150	0.02530
SO2	0.00000	0.00000	0.00000	---	0.00000	0.08000	0.00000
CO2	0.10000	0.09750	-0.03140	0.00000	---	-0.02000	0.12020
Nitrogen	0.16760	-0.01200	0.01150	0.08000	-0.02000	---	-0.03600
Hydrogen	0.75000	0.00000	0.02530	0.00000	0.12020	-0.03600	---
Methane	0.08500	0.00000	0.02100	0.13420	0.10000	0.03600	0.20200

Treatment of Interaction Coefficients Unavailable from the Library:
 Estimate HC-HC / Set Non HC-HC to 0.0 Set All to 0.0

Set Up Parameters **Binary Coeffs** StabTest Phase Order Fixns Tabular Notes

Delete Name: Basis-1 Property Pkg: Peng Robinson Edit Properties

Figura 5.9. Matriz de Parámetros de Interacción Binaria.

5.2.6 Elección del Modelo a Utilizar para cada Operación Unitaria

En la Simulación de la Torre Fraccionadora Principal como una sola entidad se utilizó el modelo de la columna absorbadora con reflujo, la cual ya incluye un condensador, además de que se le pueden incluir los agotadores laterales y las bombas de calor. Para el caso de la Simulación de la columna abierta se empleó una columna absorbadora, y se anexaron los agotadores laterales (con el modelo de columna absorbadora), las bombas, los intercambiadores de calor, los mezcladores, los separadores y el separador de tres fases, teniendo así modelos independientes.

5.2.7 Especificación de las Condiciones de Operación y de Diseño

Los parámetros a especificar en cada modelo de operación unitaria están determinados principalmente por los grados de libertad del equipo. Las torres de absorción y de regeneración son equipos que requieren que se les especifique al menos: número de etapas, presión de operación (al menos en el primer plato), platos de alimentación, flujos de salidas laterales, temperatura del condensador (en caso de ser incluido). Las Figuras 5.10 (a) y 5.10 (b) muestran los parámetros que se especificaron en ambos casos de la simulación obteniendo así cero grados de libertad, lo que nos indica que la columna puede ser resuelta.

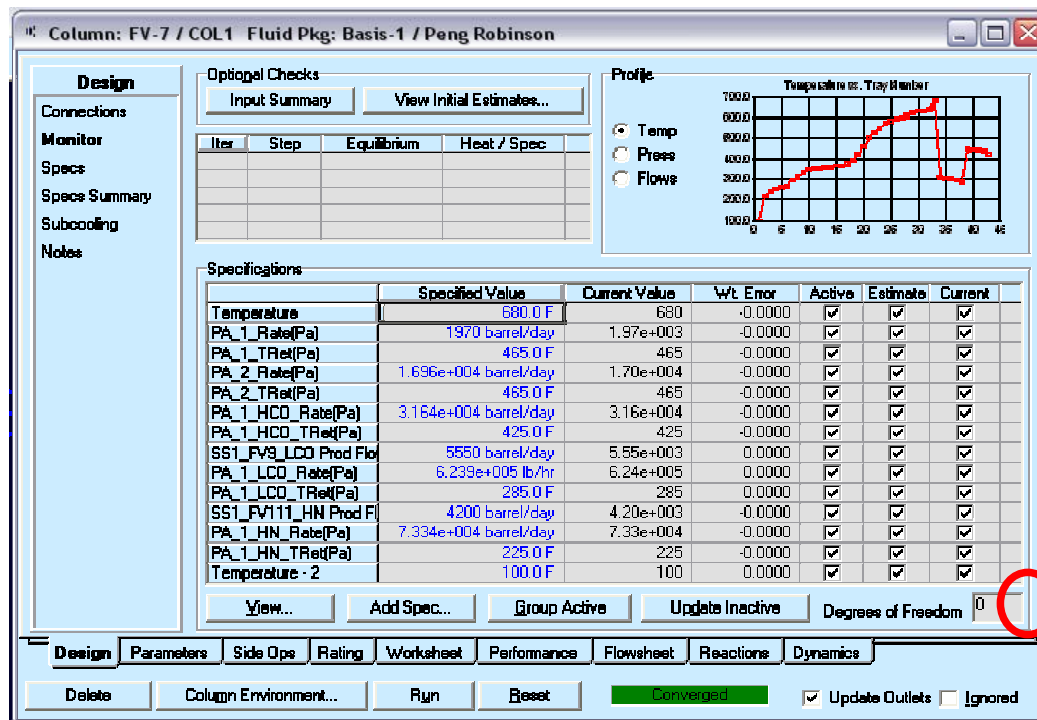


Figura 5.10 (a). Especificación de las Condiciones de Operación en la Torre Fraccionadora Principal como una sola Entidad.

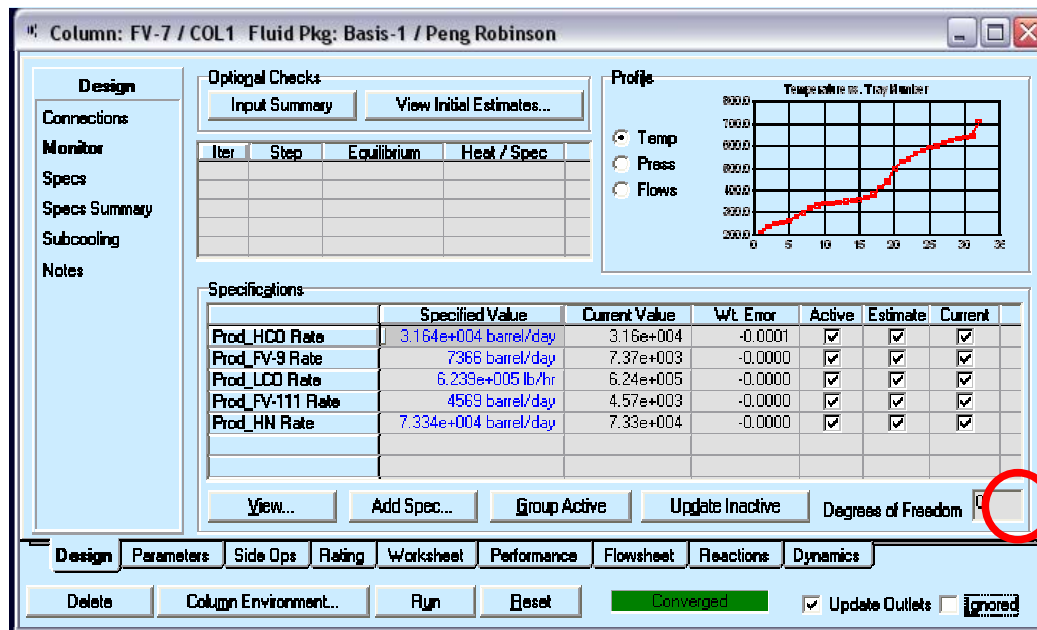


Figura 5.10 (b). Especificación de las Condiciones de Operación en la Torre Fraccionadora Principal.

Para los intercambiadores de calor se introducen parámetros de presión y temperatura de salida o fracción de vapor, cuando se trata de intercambiadores que utilizan dos corrientes de proceso se pueden especificar las presiones de salida de ambas corrientes, así como la temperatura o fracción de vapor de cada una de ellas.

Para el caso de las bombas es suficiente especificar la presión de salida del equipo, al igual que en el caso de los mezcladores, para los divisores únicamente se especifica la relación de flujos.

5.2.8 Especificación de la Topología del Proceso

Para realizar este paso, primero se llevó a cabo un análisis de la estructura de la Torre Fraccionadora Principal; la cual se simuló con condensador, bombas de calor, agotadores y demás equipos (intercambiadores de calor, bombas, etc.) como una sola entidad. Para la Torre 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, Figura 5.11, la 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.

La Figura 5.12 muestra el esquema de Simulación en HYSYS de la Torre Fraccionadora Principal como una sola entidad, y en la Figura 5.13 se observa el Sub-Diagrama de Flujo de Proceso de la Torre Fraccionadora simulada como una sola entidad.

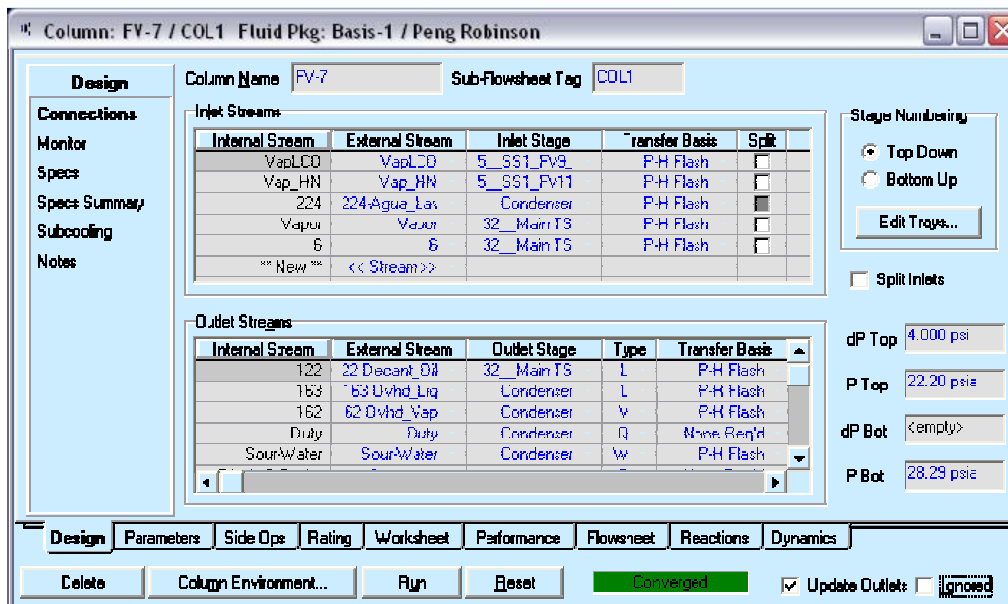


Figura 5.11. Ventana de Propiedades de la Columna.

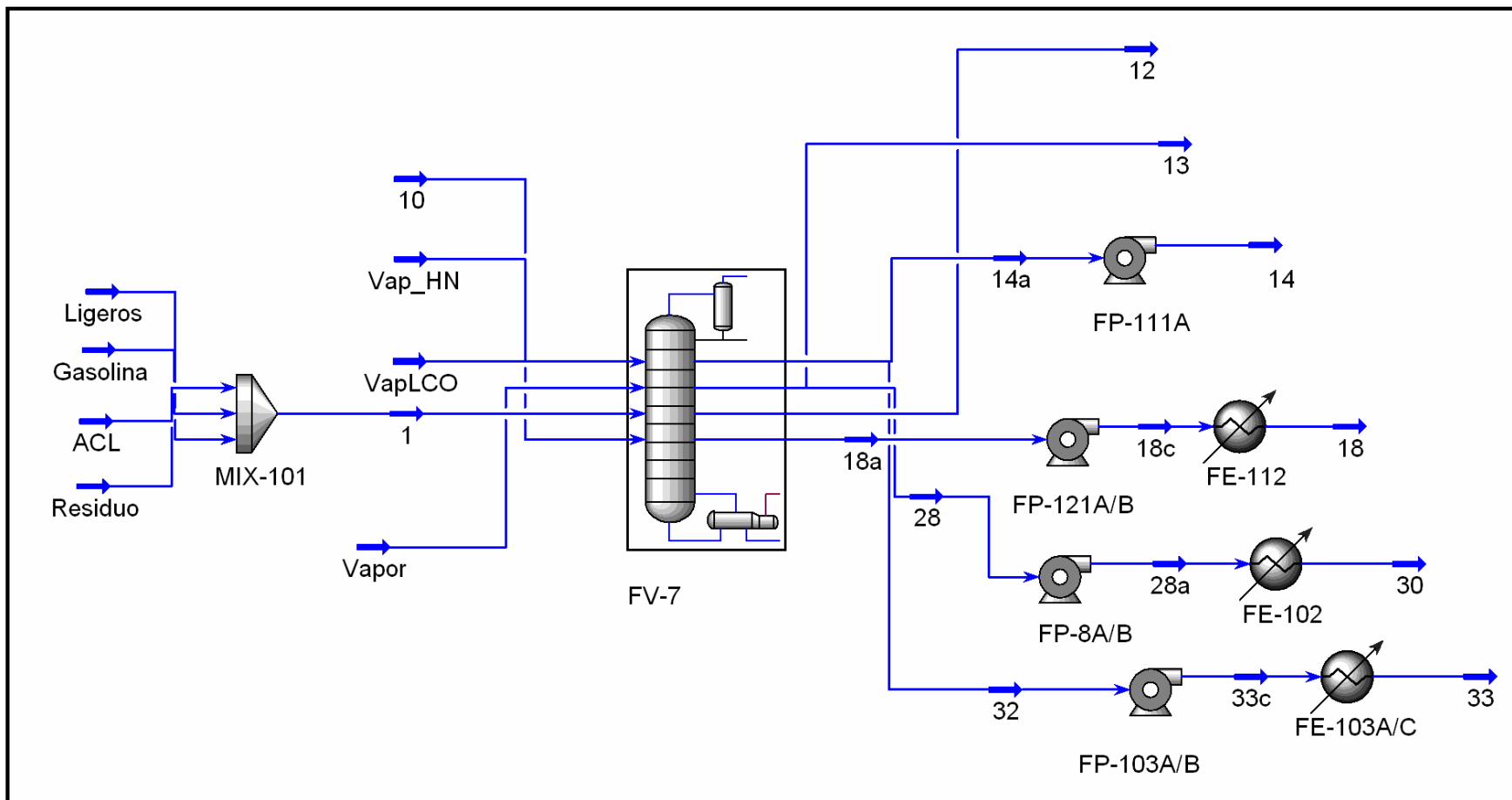


Figura 5.12. Diagrama de Flujo de Proceso de la Torre Fraccionadora Principal como una entidad

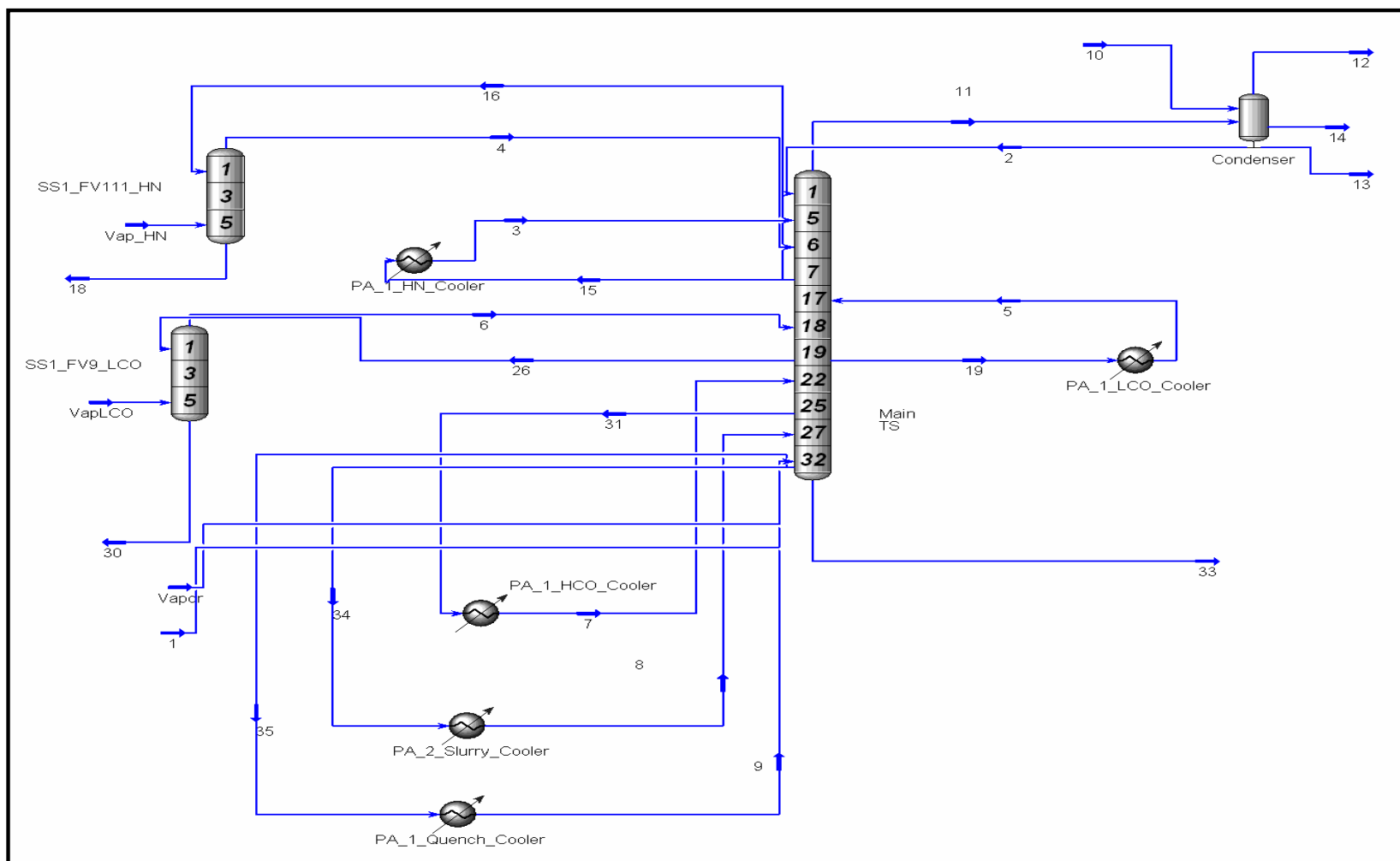


Figura 5.13. Sub-Diagrama de Flujo de Proceso de la Torre Fraccionadora Principal como una entidad.

Posteriormente, con los datos arrojados por esta simulación, los cuales se presentan en el Anexo A, se procedió a dividir la Torre Fraccionadora Principal en cada una de las operaciones unitarias que la conforman (simulación abierta), con el fin de obtener una simulación del proceso más apropiada. Es decir, se simuló la Torre Fraccionadora Principal con alimentaciones y productos, Figura 5.14, y posteriormente se fueron anexando las recirculaciones, se colocaron las bombas, los intercambiadores de calor, válvulas, etc., y finalmente se recirculaba la corriente a la Torre. De igual manera se anexó el condensador por separado a la torre.

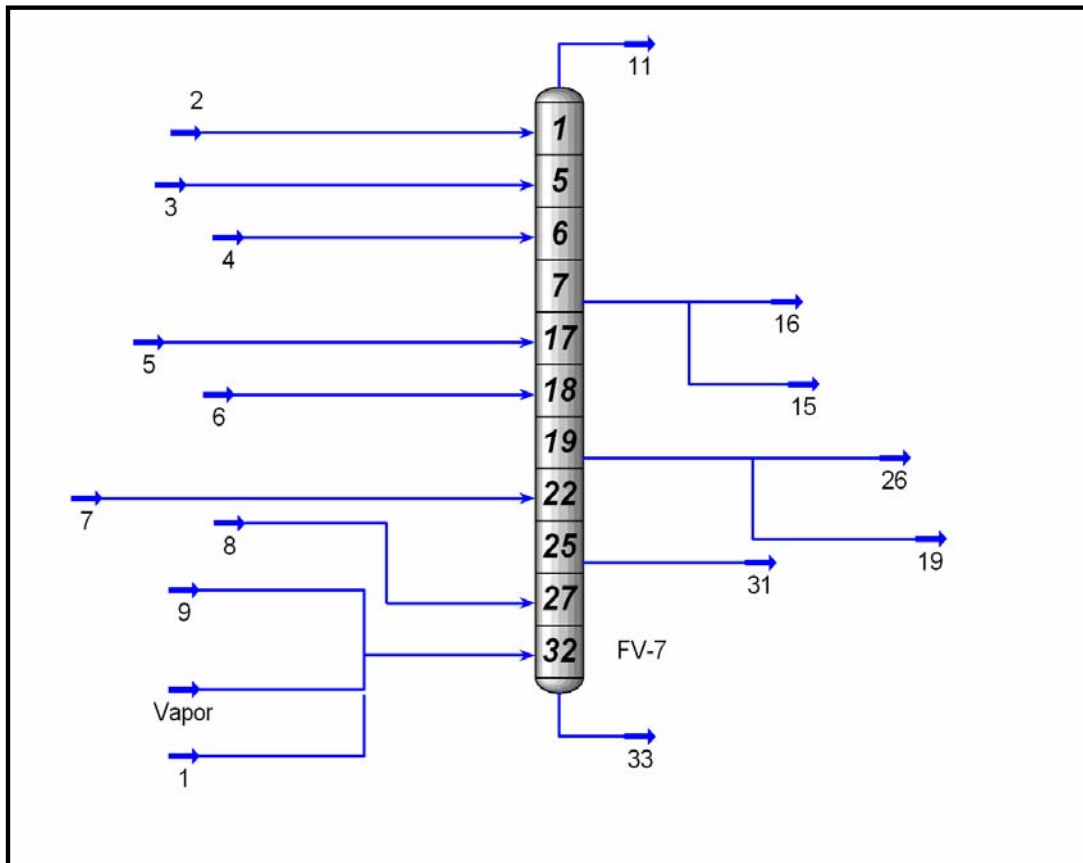


Figura 5.14. Torre Fraccionadora Principal con Alimentaciones y Productos.

Para la simulación abierta se fue analizando sección por sección la Torre Fraccionadora Principal:

Simulación de la Sección de Circulación de los Fondos de la Torre Fraccionadora Principal

En la sección del fondo de la Torre Fraccionadora se encuentra la corriente de alimentación, la cual se describirá más adelante, ésta mas una corriente de vapor son alimentadas en el plato 32. Del fondo de la columna se obtienen los fondos que, después de ser bombeados hacia una red de intercambio de calor son separados en tres corrientes, de las cuales una se obtiene como producto: residuo, y las dos restantes se consideraron como dos recirculaciones para poder ser simuladas, una entra al plato 27 como reflujo de residuo para mantener el balance térmico, y por último se cuenta con la corriente de enfriamiento que se recircula por encima del plato 32.

Simulación de la Sección de Extracción y Circulación del Aceite Cíclico Pesado (HCO)

La corriente de HCO que se extrae del plato 25 intercambia calor en el reboiler del debutanizador (solo se consideró como un intercambiador de calor sin simular dicho equipo) antes de ser recirculada al plato 22 de la Torre Fraccionadora. La columna debutanizadora no se contempla en la simulación, pues pertenece a la Sección de Recuperación.

Simulación de la Sección de Extracción, Circulación y Agotamiento del Aceite Cíclico Ligero (LCO)

La extracción de LCO del plato 19 de la Torre Fraccionadora se separa en; 1) la corriente de alimentación al Agotador de LCO que consta de 5 platos, una corriente de vapor, la corriente del domo se recircula a la Torre Fraccionadora en el plato 18 y por el fondo se obtiene la corriente de LCO Producto, que después de intercambiar calor se envía a límite de batería, y 2) la corriente de recirculación que regresa al plato 17 de la Torre Fraccionadora después de intercambiar calor en otros equipos no pertenecientes a la Sección de Fraccionamiento.

Simulación de la Sección de Extracción, Circulación y Agotamiento de Nafta Pesada (HN)

Del plato 7 se extrae la corriente de HCO que va a tener dos funciones; 1) ser la alimentación del Agotador de 5 platos, de donde con ayuda de una corriente de vapor se obtendrá por el domo la corriente de recirculación a la Torre Fraccionadora que entra en el plato 6 y por el fondo se obtiene el HCO Producto que se envía a límite de batería después

de pasar por una red de intercambio de calor, y 2) ser la corriente que será recirculada al plato 5 para mantener el equilibrio térmico.

Simulación de la Sección de Sistema del Domo de la Torre Fraccionadora Principal

Para llevar este proceso al ambiente de Simulación se hizo uso de un modelo de columna absorbidora, un separador de tres fases, mezclador, bombas e intercambiadores de calor, ya que en el modelado de la columna como un conjunto, la sección del condensador en particular, no permite la inclusión o bifurcación de corrientes, por lo que hubo que incluir ésta como una sección adicional a la columna, (abierta). Por el domo de la columna se obtiene una mezcla de Nafta Ligera, de Hidrocarburos Ligeros, Vapor de Agua y Gases Inertes provenientes del reactor, esta corriente pasa por enfriadores, acumulador de reflujo, en donde se obtienen como productos Gas Húmedo que se envía a la Sección de Recuperación, Destilado hacia el Absorbedor Primario, Agua Amarga a Tratamiento y una corriente de recirculación que entra a la Torre Fraccionadora en el plato 1.

Como se mencionó anteriormente, la Torre Fraccionadora Principal se compone de 32 platos, los cuales se sustituyeron por empaques estructurados de alta eficiencia, cabe mencionar que HYSYS permite trabajar con platos o empaques, e incluso haciendo uso de ambos, esto se puede observar en la Figura 5.15. La simulación se llevó a cabo considerando el tipo de empaques que maneja HYSYS, para posteriormente trabajar con tres diferentes tipos de empaques comerciales, y así poder concluir cuál resulta la mejor elección para lograr la mejora del proceso.

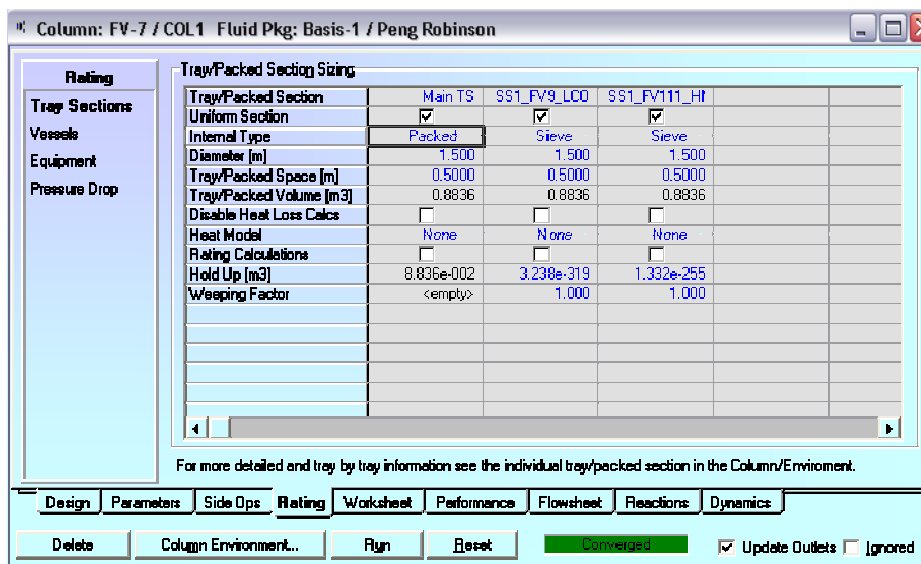


Figura 5.15. Opciones de Platos y/o Empaques en el Simulador HYSYS.

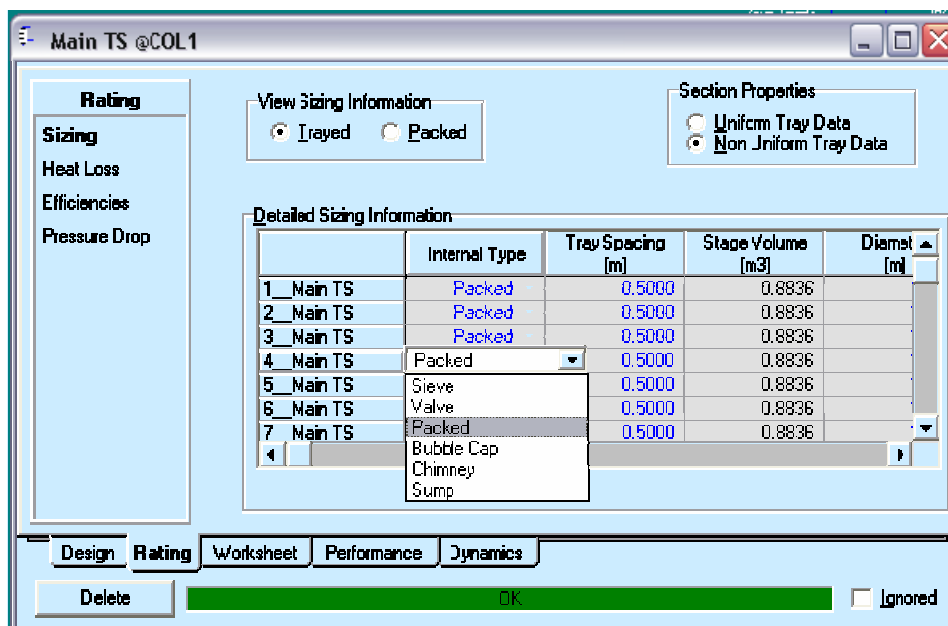


Figura 5.15. Opciones de Platos y/o Empaques en el Simulador HYSYS. (Continuación).

5.2.9 Determinación de las Corrientes de Corte

Al plantear el diagrama de simulación abierto, hubo necesidad de incorporar las operaciones “Recycle” en las corrientes que forman parte del ciclo y que fueron estratégicamente seleccionadas como “Corrientes de corte”, como se muestra en la Figura 5.16.

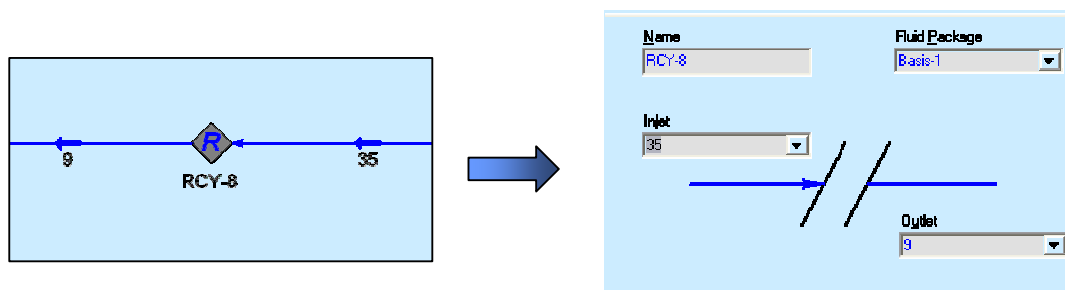


Figura 5.16. Definición de las Operaciones de Reciclo como Corrientes de Corte.

En estas corrientes el valor calculado se compara con el valor supuesto definiendo para su convergencia un número máximo de iteraciones, como se muestra en la Figura 5.17. Cabe destacar que estas operaciones fueron resueltas de forma simultánea ya que las corrientes;

2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 y 9 se conectan como alimentaciones a la Torre Fraccionadora Principal, como se muestra el diagrama 5.18.

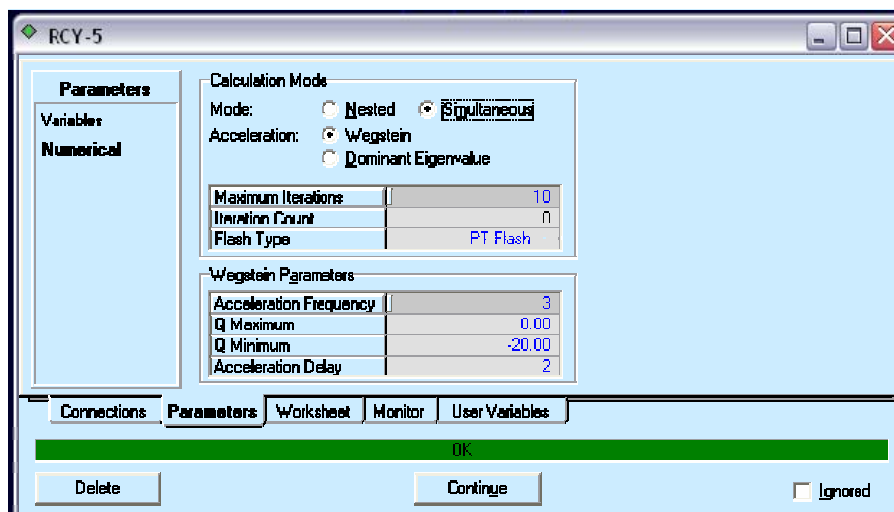


Figura 5.17. Iteraciones en un Reciclo.

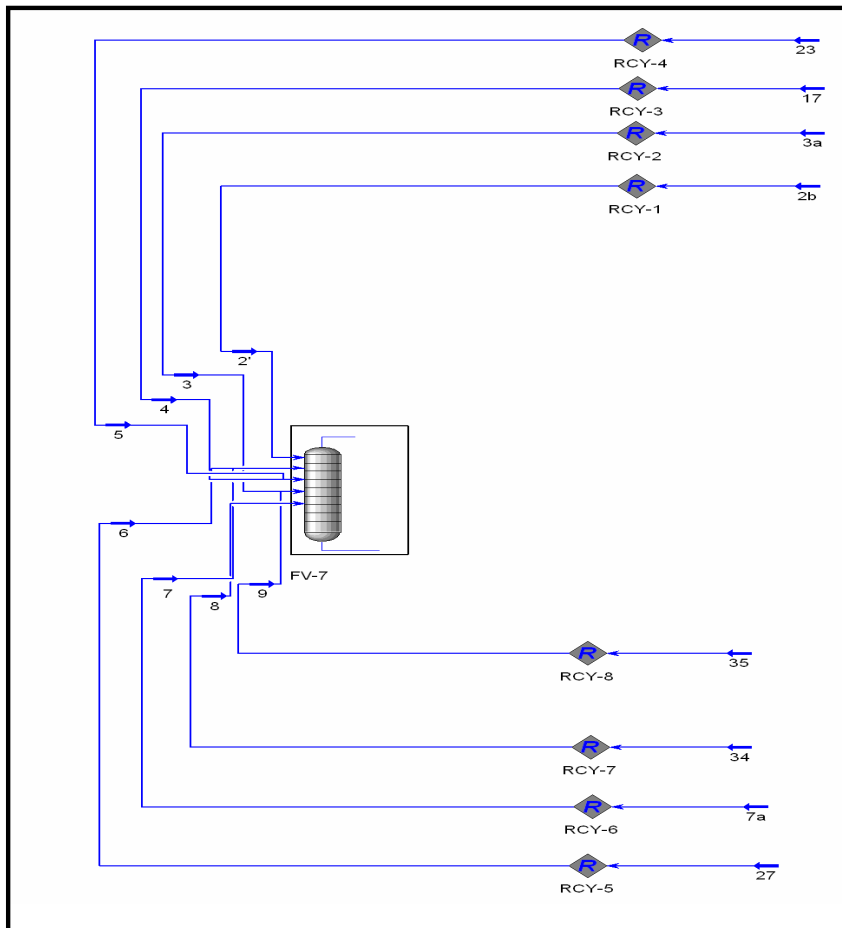


Figura 5.18. Recirculaciones a la Torre Fraccionadora Principal.

6. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

Este capítulo está dedicado a los resultados obtenidos en la simulación de la Torre Fraccionadora Principal, y también al análisis de los mismos. La Tabla 6.1 enlista las corrientes y se especifica a que materias primas y productos se refieren.

Tabla 6.1. Corrientes del Proceso

Corrientes Simulación	Corrientes DFP	Corrientes Simulación	Corrientes DFP
1	Efluente del Reactor	19	Bomba de Calor de LCO
2	Reflujo	20	Bomba de Calor de LCO
3	Bomba de Calor de HN	21	Bomba de Calor de LCO
4	Recirculación HN del Agotador FV-111	22	Bomba de Calor de LCO
5	Bomba de Calor de LCO	23	Bomba de Calor de LCO
6	Recirculación LCO del Agotador FV-9	24	Aceite Esponja Rico
7	Bomba de Calor HCO	25	Aceite Esponja Pobre
8	Bomba de Calor de Slurry	26	Alimentación de LCO al Agotador FV-9
9	Bomba de Calor de Quench	27	Recirculación LCO del Agotador FV-9
10	Agua de Lavado	28	LCO del Fondo del Agotador FV-9
11	Vapor del Domo	29	
12	Gas Húmedo	30	Producto de LCO
13	Destilado Líquido	31	Bomba de Calor HCO
14	Agua Amarga	32	Fondo de la Torre Fraccionadora Principal (FV-7)
15	Bomba de Calor de HN	33	Aceite Decantado
16	Alimentación de HN al Agotador FV-111	34	Bomba de Calor de Slurry
17	Recirculación HN del Agotador FV-111	35	Bomba de Calor de Quench
18	Producto de HN		

La Figura 6.1 muestra el diagrama completo de la simulación abierta de la Torre Fraccionadora Principal, la Tabla 6.2 contiene la comparación entre los resultados de la simulación y los valores de las corrientes reportadas en el balance de materia y en el diagrama de flujo de proceso; se consideran las fracciones mol de los componentes presentes en la sección de fraccionamiento, cabe mencionar que C5 Plus es la suma de los pseudocomponentes; fracción vapor, temperatura, presión y flujos molar, másico y volumétrico, los dos últimos dependiendo de la fase de la corriente. La Tabla 6.3 muestra el análisis de los resultados de la simulación, indica los % de error, 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. Un criterio comúnmente utilizado es un % de error no mayor al 10%.

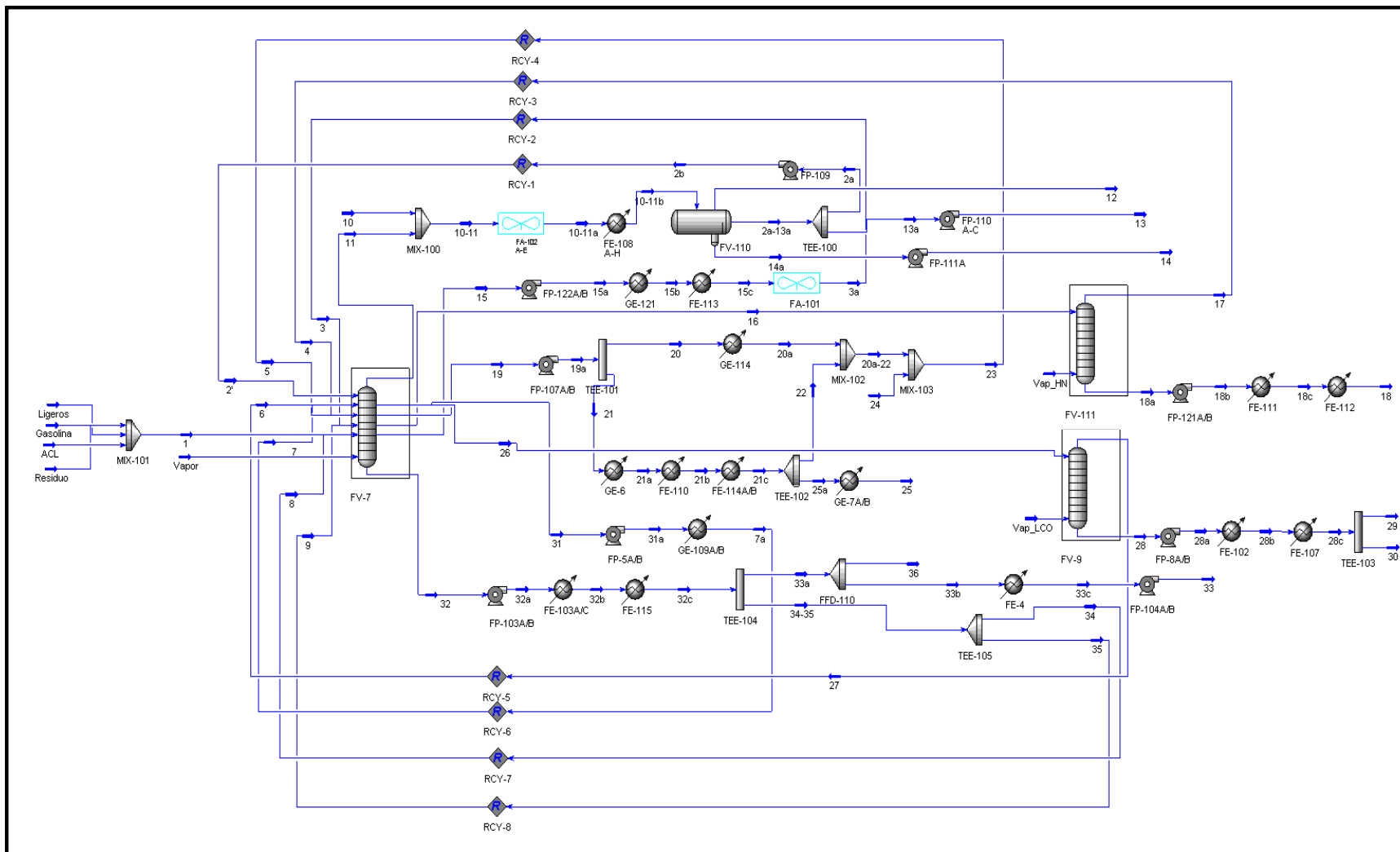


Figura 6.1. Diagrama de la Simulación Abierta de la Torre Fraccionadora Principal.

	1	1	2	2	3	3	4	4 *
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.1502220	0.1585995	0.0008204	0.0012769	0.0014662	0.0023942	0.5354603	
H ₂ S	0.0200046	0.0211202	0.0019187	0.0023209	0.0002990	0.0003783	0.0011695	
O ₂	0.0007008	0.0007399	0.0000054	0.0000093	0.0000022	0.0000015	0.0000087	
CO	0.0000066	0.0000070	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000001	
SO ₂	0.0000282	0.0000298	0.0000115	0.0000093	0.0000009	0.0000015	0.0000037	
CO ₂	0.0019779	0.0020882	0.0000651	0.0000652	0.0000136	0.0000138	0.0000534	
N ₂	0.0120399	0.0127114	0.0000423	0.0000373	0.0000237	0.0000200	0.0000928	
H ₂	0.0502489	0.0530512	0.0000825	0.0000839	0.0000679	0.0000630	0.0002662	
Methane	0.0475968	0.0493096	0.0005634	0.0006338	0.0001965	0.0002061	0.0007694	
Ethane	0.0243223	0.0232241	0.0015920	0.0017803	0.0002749	0.0002999	0.0010750	
Ethylene	0.0224408	0.0220985	0.0009874	0.0011185	0.0001992	0.0002168	0.0007791	
Propane	0.0100106	0.0105040	0.0022091	0.0024047	0.0002392	0.0002599	0.0009345	
Propene	0.0936309	0.0973744	0.0179865	0.0197319	0.0020301	0.0022297	0.0079331	
i-Butane	0.0091138	0.0095625	0.0045541	0.0047722	0.0003768	0.0003983	0.0014704	
n-Butane	0.0097681	0.0101779	0.0067113	0.0071490	0.0004968	0.0005367	0.0019361	
Butenes	0.0989119	0.1031288	0.0625996	0.0706882	0.0046993	0.0053452	0.0183228	
C5 Plus	0.4489758	0.4262731	0.8998506	0.8879185	0.9896138	0.9876351	0.4297248	
Fracción Vapor	1	1	0	0	0	0	1	
Temperatura (F)	990.00	990.00	100	100	225	225	304	301
Presión (psig)	15.10	15.10	11.50	11.50	25.00	25.00	12.00	13.00
Flujo Másico (lb/hr)	404,556.00	404,556.00	101,586.88	99,373.00	878,874.21	915,218.00	6,016.81	5,796.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	30,250.00		9,191.00	9,192.00	72,965.89	73,338.00	504.02	
Flujo Gas (MMSCFD)	51.97	51.95					0.90	

* No se cuenta con los datos de diseño.

Tabla 6.2. Resultados de la Simulación de la Torre Fraccionadora Principal

	5	5	6	6	7	7	8	8
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.0008558	0.0018026	0.5857774	0.5923885	0.0007077	0.0015766	0.0008071	0.0012249
H ₂ S	0.0001683	0.0058345	0.0005554	0.0007874	0.0001265	0.0001914	0.0001345	0.0001470
O ₂	0.0000016	0.0000231	0.0000054	0.0000000	0.0000016	0.0000151	0.0000021	0.0000245
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO ₂	0.0000004	0.0000000	0.0000014	0.0000000	0.0000003	0.0000000	0.0000003	0.0000000
CO ₂	0.0000082	0.0001759	0.0000270	0.0000656	0.0000068	0.0000151	0.0000081	0.0000122
N ₂	0.0000185	0.0003374	0.0000611	0.0010499	0.0000198	0.0005037	0.0000283	0.0006492
H ₂	0.0000610	0.0002769	0.0002008	0.0003937	0.0000710	0.0001410	0.0001048	0.0001592
Methane	0.0001360	0.0017160	0.0004483	0.0005906	0.0001278	0.0001763	0.0001586	0.0001592
Ethane	0.0001513	0.0042367	0.0004992	0.0007218	0.0001184	0.0002015	0.0001279	0.0001837
Ethylene	0.0001158	0.0028033	0.0003818	0.0006562	0.0000944	0.0001914	0.0001051	0.0001837
Propane	0.0001095	0.0003144	0.0003615	0.0005249	0.0000751	0.0001259	0.0000744	0.0001102
Propene	0.0009578	0.0037032	0.0031620	0.0046588	0.0006663	0.0011082	0.0006623	0.0009187
i-Butane	0.0001491	0.0003086	0.0004926	0.0007874	0.0000935	0.0001662	0.0000883	0.0001225
n-Butane	0.0001877	0.0004701	0.0006203	0.0009186	0.0001130	0.0001864	0.0001031	0.0001470
Butenes	0.0018211	0.0045626	0.0060171	0.0088583	0.0011053	0.0018536	0.0010075	0.0013842
C5 Plus	0.9952578	0.9734347	0.4013888	0.3875984	0.9966725	0.9935475	0.9965875	0.9945735
Fracción Vapor	0	0	1	1	0	0	0	0
Temperatura (F)	285.42	285.00	444.75	441.00	425.00	425.00	465.00	465.00
Presión (psig)	13.60	13.60	13.50	14.70	12.27	14.40	58.10	58.10
Flujo Másico (lb/hr)	623,926.00	623,926.00	11,141.74	10,767.00	466,057.05	476,118.00	267,658.00	267,658.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	44,526.30		843.94		31,607.50	31,638.00	17,285.46	16,955.00
Flujo Gas (MMSCFD)			1.43	1.39				

Tabla 6.2. Resultados de la Simulación de la Torre Fraccionadora Principal. (Continuación)

	9 Simulación	9 Diseño	10 Simulación	10 Diseño	11 Simulación	11 Diseño	12 Simulación	12 Diseño
H₂O	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ S	0.0008071	0.0012652	1.0000000	1.0000000	0.1748519	0.1808334	0.0424422	0.0425539
O ₂	0.0001345	0.0001054	0.0000000	0.0000000	0.0189294	0.0228023	0.0368618	0.0457086
CO	0.0000021	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0006523	0.0006837	0.0013154	0.0014191
SO ₂	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000062	0.0000064	0.0000125	0.0000133
CO ₂	0.0000003	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000283	0.0000304	0.0000477	0.0000533
N ₂	0.0000081	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0018498	0.0020061	0.0036928	0.0041241
H ₂	0.0000283	0.0006326	0.0000000	0.0000000	0.0111987	0.0116333	0.0226162	0.0241785
Methane	0.0001048	0.0001054	0.0000000	0.0000000	0.0467215	0.0485554	0.0944242	0.1009647
Ethane	0.0001586	0.0002109	0.0000000	0.0000000	0.0443401	0.0459969	0.0892664	0.0952316
Ethylene	0.0001279	0.0002109	0.0000000	0.0000000	0.0228860	0.0237549	0.0451484	0.0480972
Propane	0.0001051	0.0002109	0.0000000	0.0000000	0.0210314	0.0218273	0.0418283	0.0445793
Propene	0.0000744	0.0001054	0.0000000	0.0000000	0.0096908	0.0100979	0.0180254	0.0192082
i-Butane	0.0006623	0.0009489	0.0000000	0.0000000	0.0901729	0.0936588	0.1695541	0.1801195
n-Butane	0.0000883	0.0001054	0.0000000	0.0000000	0.0092668	0.0096048	0.0154999	0.0164199
Butenes	0.0001031	0.0001054	0.0000000	0.0000000	0.0102516	0.0106455	0.0159571	0.0168030
C5 Plus	0.0010075	0.0013706	0.0000000	0.0000000	0.1028722	0.1075032	0.1635006	0.1708119
Fracción Vapor	0.9965875	0.9946231	0.0000000	0.0000000	0.4352501	0.4103598	0.2398070	0.1897136
Temperatura (F)	0	0	0	0	1	1	1	1
Presión (psig)	465.00	465.00	100.00	100.00	217.75	224.00	100.07	100.00
Flujo Másico (lb/hr)	58.10	58.10	178.00	178.00	11.50	11.50	7.50	7.50
Flujo Volumétrico	31,100.00	31,100.00	28,295.00	28,295.00	359,551.83	352,937.00	122,426.00	126,986.00
Flujo Gas (MMSCFD)	2,008.45	1,970.00	1,941.35		36,122.69		14,730.86	
Flujo Gas (MMSCFD)					59.01	56.88	29.17	27.34

Tabla 6.2. Resultados de la Simulación de la Torre Fraccionadora Principal. (Continuación)

	13	13	14	14	15	15	16	16
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.0008204	0.0012795	0.9999294	1.0000000	0.0014600	0.0023942	0.0014600	0.0023940
H ₂ S	0.0019187	0.0023202	0.0000663	0.0000000	0.0002976	0.0003783	0.0002976	0.0003702
O ₂	0.0000054	0.0000085	0.0000000	0.0000000	0.0000022	0.0000015	0.0000022	0.0000000
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO ₂	0.0000115	0.0000171	0.0000016	0.0000000	0.0000009	0.0000015	0.0000009	0.0000000
CO ₂	0.0000651	0.0000682	0.0000021	0.0000000	0.0000136	0.0000138	0.0000136	0.0000247
N ₂	0.0000423	0.0000341	0.0000004	0.0000000	0.0000236	0.0000200	0.0000236	0.0000247
H ₂	0.0000825	0.0000853	0.0000002	0.0000000	0.0000677	0.0000630	0.0000677	0.0000740
Methane	0.0005635	0.0006312	0.0000000	0.0000000	0.0001958	0.0002061	0.0001958	0.0001974
Ethane	0.0015922	0.0017743	0.0000000	0.0000000	0.0002735	0.0002999	0.0002735	0.0002962
Ethylene	0.0009875	0.0011175	0.0000000	0.0000000	0.0001982	0.0002168	0.0001982	0.0002221
Propane	0.0022090	0.0024055	0.0000000	0.0000000	0.0002378	0.0002599	0.0002378	0.0002715
Propene	0.0179854	0.0197303	0.0000000	0.0000000	0.0020185	0.0022297	0.0020185	0.0022459
i-Butane	0.0045528	0.0047684	0.0000000	0.0000000	0.0003744	0.0003983	0.0003744	0.0003949
n-Butane	0.0067090	0.0071483	0.0000000	0.0000000	0.0004934	0.0005367	0.0004934	0.0005430
Butenes	0.0625795	0.0706810	0.0000000	0.0000000	0.0046679	0.0053452	0.0046679	0.0053556
C5 Plus	0.8998752	0.8879307	0.0000000	0.0000000	0.9896749	0.9876351	0.9896749	0.9875858
Fracción Vapor	0	0	0	0	0	0	0	0
Temperatura (F)	101.50	100.00	100.14	100.00	308.81	305.00	308.81	305.00
Presión (psig)	250.00	250.00	71.10	71.10	11.69	12.20	11.69	13.00
Flujo Másico (lb/hr)	108,217.00	108,584.00	46,224.11	46,289.00	878,971.71	915,218.00	52,843.94	57,020.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	9,839.88	10,044.00	3,171.59		72,967.59	73,338.00	4,386.82	4,569.00
Flujo Gas (MMSCFD)								

Tabla 6.2. Resultados de la Simulación de la Torre Fraccionadora Principal. (Continuación)

	17	17 *	18	18	19	19	20	20
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.5355187		0.0086734	0.0125433	0.0008489	0.0018026	0.0008489	0.0017461
H ₂ S	0.0011697		0.0000000	0.0000000	0.0001670	0.0058345	0.0001670	0.0002173
O ₂	0.0000087		0.0000000	0.0000000	0.0000016	0.0000231	0.0000016	0.0000078
CO	0.0000001		0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO ₂	0.0000037		0.0000000	0.0000000	0.0000004	0.0000000	0.0000004	0.0000000
CO ₂	0.0000534		0.0000000	0.0000000	0.0000081	0.0001759	0.0000081	0.0000155
N ₂	0.0000928		0.0000000	0.0000000	0.0000184	0.0003374	0.0000184	0.0002949
H ₂	0.0002662		0.0000000	0.0000000	0.0000604	0.0002769	0.0000604	0.0001009
Methane	0.0007695		0.0000000	0.0000000	0.0001348	0.0017160	0.0001348	0.0001707
Ethane	0.0010752		0.0000000	0.0000000	0.0001502	0.0042367	0.0001502	0.0002018
Ethylene	0.0007792		0.0000000	0.0000000	0.0001148	0.0028033	0.0001148	0.0001785
Propane	0.0009346		0.0000000	0.0000000	0.0001087	0.0003144	0.0001087	0.0001475
Propene	0.0079343		0.0000001	0.0000000	0.0009511	0.0037032	0.0009511	0.0012883
i-Butane	0.0014707		0.0000003	0.0000000	0.0001482	0.0003086	0.0001482	0.0002173
n-Butane	0.0019364		0.0000009	0.0000000	0.0001866	0.0004701	0.0001866	0.0002483
Butenes	0.0183257		0.0000068	0.0001352	0.0018101	0.0045626	0.0018101	0.0024601
C5 Plus	0.4296611		0.9913186	0.9873216	0.9952906	0.9734347	0.9952906	0.9927050
Fracción Vapor	1		0	0	0	0	0	0
Temperatura (F)	304.07	301.00	100.00	100.00	449.02	449.02	449.57	445.00
Presión (psig)	12.00	13.00	71.10	71.10	12.08	13.60	130.00	130.00
Flujo Másico (lb/hr)	6,016.50	5,796.00	47,827.44	52,844.00	623,924.68	623,926.00	237,636.00	237,636.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	504.00		3,951.43	4,200.00	44,537.68		16,963.19	17,240.00
Flujo Gas (MMSCFD)	0.90							

* No se cuenta con los datos de diseño.

Tabla 6.2. Resultados de la Simulación de la Torre Fraccionadora Principal. (Continuación)

	21 Simulación	21 Diseño	22 Simulación	22 Diseño	23 Simulación	23 Diseño	24 Simulación	24 Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.0008489	0.0017457	0.0008489	0.0017430	0.0008556	0.0018026	0.0008958	0.0003360
H ₂ S	0.0001670	0.0002182	0.0001670	0.0002171	0.0001682	0.0058345	0.0001755	0.0346395
O ₂	0.0000016	0.0000097	0.0000016	0.0000062	0.0000016	0.0000231	0.0000017	0.0000884
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO ₂	0.0000004	0.0000000	0.0000004	0.0000000	0.0000004	0.0000000	0.0000004	0.0000000
CO ₂	0.0000081	0.0000145	0.0000081	0.0000186	0.0000082	0.0001759	0.0000086	0.0009902
N ₂	0.0000184	0.0002958	0.0000184	0.0002977	0.0000185	0.0003374	0.0000196	0.0005481
H ₂	0.0000604	0.0001018	0.0000604	0.0000930	0.0000610	0.0002769	0.0000646	0.0011670
Methane	0.0001348	0.0001697	0.0001348	0.0001675	0.0001360	0.0017160	0.0001431	0.0096545
Ethane	0.0001502	0.0001988	0.0001502	0.0001985	0.0001513	0.0042367	0.0001581	0.0249496
Ethylene	0.0001148	0.0001794	0.0001148	0.0001799	0.0001157	0.0028033	0.0001211	0.0162500
Propane	0.0001087	0.0001503	0.0001087	0.0001489	0.0001095	0.0003144	0.0001138	0.0011493
Propene	0.0009511	0.0012899	0.0009511	0.0012902	0.0009576	0.0037032	0.0009965	0.0160908
i-Butane	0.0001482	0.0002134	0.0001482	0.0002109	0.0001491	0.0003086	0.0001545	0.0007957
n-Butane	0.0001866	0.0002522	0.0001866	0.0002481	0.0001877	0.0004701	0.0001943	0.0015914
Butenes	0.0018101	0.0024586	0.0018101	0.0024564	0.0018208	0.0045626	0.0018853	0.0153658
C5 Plus	0.9952906	0.9927019	0.9952906	0.9927239	0.9952587	0.9734347	0.9950671	0.8763836
Fracción Vapor	0	0	0	0	0	0	0	0
Temperatura (F)	449.57	445.00	310.00	310.00	285.42	285.00	118.00	118.00
Presión (psig)	130.00	130.00	107.52	100.00	13.60	13.60	13.60	13.60
Flujo Másico (lb/hr)	386,288.68	380,306.00	297,314.00	297,314.00	623,926.00	623,926.00	88,976.00	88,976.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	27,574.48	27,591.00	21,223.19	21,570.00	44,531.23		6,344.84	
Flujo Gas (MMSCFD)								

Tabla 6.2. Resultados de la Simulación de la Torre Fraccionadora Principal. (Continuación)

	25 Simulación	25 Diseño	26 Simulación	26 Diseño	27 Simulación	27 Diseño	28 Simulación	28 Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.0008489	0.0017554	0.0008489	0.0017438	0.5854903	0.5923885	0.0063453	0.0102337
H ₂ S	0.0001670	0.0002222	0.0001670	0.0002180	0.0005550	0.0007874	0.0000000	0.0000000
O ₂	0.0000016	0.0000000	0.0000016	0.0000000	0.0000054	0.0000000	0.0000000	0.0000000
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO ₂	0.0000004	0.0000000	0.0000004	0.0000000	0.0000014	0.0000000	0.0000000	0.0000000
CO ₂	0.0000081	0.0000222	0.0000081	0.0000182	0.0000270	0.0000656	0.0000000	0.0000000
N ₂	0.0000184	0.0002889	0.0000184	0.0002906	0.0000610	0.0010499	0.0000000	0.0000000
H ₂	0.0000604	0.0001111	0.0000604	0.0001090	0.0002006	0.0003937	0.0000000	0.0000000
Methane	0.0001348	0.0001778	0.0001348	0.0001635	0.0004480	0.0005906	0.0000000	0.0000000
Ethane	0.0001502	0.0002000	0.0001502	0.0001998	0.0004990	0.0007218	0.0000000	0.0000000
Ethylene	0.0001148	0.0001778	0.0001148	0.0001816	0.0003816	0.0006562	0.0000000	0.0000000
Propane	0.0001087	0.0001555	0.0001087	0.0001453	0.0003613	0.0005249	0.0000000	0.0000000
Propene	0.0009511	0.0012888	0.0009511	0.0012897	0.0031604	0.0046588	0.0000000	0.0000000
i-Butane	0.0001482	0.0002222	0.0001482	0.0002180	0.0004924	0.0007874	0.0000000	0.0000000
n-Butane	0.0001866	0.0002444	0.0001866	0.0002543	0.0006201	0.0009186	0.0000000	0.0000000
Butenes	0.0018101	0.0024664	0.0018101	0.0024522	0.0060145	0.0088583	0.0000000	0.0000000
C5 Plus	0.9952906	0.9926673	0.9952906	0.9927161	0.4016820	0.3875984	0.9936547	0.9897663
Fracción Vapor	0	0	0	0	1	1	0	0
Temperatura (F)	310.00	310.00	449.02	445.00	444.67	441.00	420.94	424.00
Presión (psig)	100.00	100.00	12.08	14.70	13.50	14.70	15.20	15.20
Flujo Másico (lb/hr)	88,974.68	82,992.00	92,461.80	101,529.00	11,152.97	10,767.00	83,008.83	92,462.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	6,351.29	6,021.00	6,600.21	7,366.00	844.89		5,871.95	5,650.00
Flujo Gas (MMSCFD)					1.43	1.39		

Tabla 6.2. Resultados de la Simulación de la Torre Fraccionadora Principal. (Continuación)

	29 Simulación	29 * Diseño	30 Simulación	30 Diseño	31 Simulación	31 Diseño	32 Simulación	32 Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.0063453		0.0063453	0.0102507	0.0007078	0.0015766	0.0008072	0.0012275
H ₂ S	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001265	0.0001914	0.0001345	0.0001497
O ₂	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000016	0.0000151	0.0000021	0.0000200
CO	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO ₂	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000003	0.0000000	0.0000003	0.0000000
CO ₂	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000068	0.0000151	0.0000081	0.0000200
N ₂	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000198	0.0005037	0.0000283	0.0006487
H ₂	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000710	0.0001410	0.0001048	0.0001597
Methane	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001278	0.0001763	0.0001586	0.0001697
Ethane	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001184	0.0002015	0.0001279	0.0001896
Ethylene	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000944	0.0001914	0.0001052	0.0001896
Propane	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000751	0.0001259	0.0000744	0.0001098
Propene	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0006664	0.0011082	0.0006623	0.0009182
i-Butane	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000935	0.0001662	0.0000883	0.0001297
n-Butane	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001130	0.0001864	0.0001031	0.0001397
Butenes	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0011055	0.0018536	0.0010076	0.0013872
C5 Plus	0.9936547		0.9936547	0.9897493	0.9966720	0.9935475	0.9965872	0.9945410
Fracción Vapor	0		0	0	0	0	0	0
Temperatura (F)	120.00		120.00	120.00	586.48	574.00	679.50	680.00
Presión (psig)	71.10		71.10	71.10	12.27	14.40	12.50	15.10
Flujo Másico (lb/hr)	4,436.83		78,572.00	78,572.00	466,070.45	476,118.00	340,894.51	328,515.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	313.86		5,558.10	5,651.00	31,608.38	31,638.00	22,015.07	20,810.00
Flujo Gas (MMSCFD)								

Tabla 6.2. Resultados de la Simulación de la Torre Fraccionadora Principal. (Continuación)

* No se cuenta con los datos de diseño.

	33 Simulación	33 Diseño	34 Simulación	34 Diseño	35 Simulación	35 Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.0008072	0.0012123	0.0008072	0.0012249	0.0008072	0.0012652
H ₂ S	0.0001345	0.0001102	0.0001345	0.0001470	0.0001345	0.0001054
O ₂	0.0000021	0.0000000	0.0000021	0.0000245	0.0000021	0.0000000
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO ₂	0.0000003	0.0000000	0.0000003	0.0000000	0.0000003	0.0000000
CO ₂	0.0000081	0.0000000	0.0000081	0.0000122	0.0000081	0.0000000
N ₂	0.0000283	0.0005510	0.0000283	0.0006492	0.0000283	0.0006326
H ₂	0.0001048	0.0001102	0.0001048	0.0001592	0.0001048	0.0001054
Methane	0.0001586	0.0001102	0.0001586	0.0001592	0.0001586	0.0002109
Ethane	0.0001279	0.0002204	0.0001279	0.0001837	0.0001279	0.0002109
Ethylene	0.0001052	0.0002204	0.0001052	0.0001837	0.0001052	0.0002109
Propane	0.0000744	0.0001102	0.0000744	0.0001102	0.0000744	0.0001054
Propene	0.0006623	0.0008816	0.0006623	0.0009187	0.0006623	0.0009489
i-Butane	0.0000883	0.0001102	0.0000883	0.0001225	0.0000883	0.0001054
n-Butane	0.0001031	0.0001102	0.0001031	0.0001470	0.0001031	0.0001054
Butenes	0.0010076	0.0014327	0.0010076	0.0013842	0.0010076	0.0013706
C5 Plus	0.9965872	0.9948204	0.9965872	0.9945735	0.9965872	0.9946231
Fracción Vapor	0	0	0	0	0	0
Temperatura (F)	180.06	180.00	465.00	465.00	465.00	465.00
Presión (psig)	71.10	71.10	58.10	58.10	58.10	58.10
Flujo Másico (lb/hr)	36,095.00	29,757.00	267,658.00	267,658.00	31,100.00	31,100.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	2,392.24	1,885.00	17,285.43	16,955.00	2,008.45	1,970.00
Flujo Gas (MMSCFD)						

Tabla 6.2. Resultados de la Simulación de la Torre Fraccionadora Principal. (Continuación)

	1 % Error	2 % Error	3 % Error	4 % Error	5 % Error	6 % Error	7 % Error	8 % Error	9 % Error	10 % Error	11 % Error	12 % Error
Temperatura (F)	0.00%	0.09%	0.00%	1.07%	0.15%	0.85%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	2.79%	0.07%
Presión (psig)	0.00%	0.00%	0.00%	7.69%	0.00%	8.16%	14.76%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Flujo Másico (lb/hr)	0.00%	2.23%	3.97%	3.81%	0.00%	3.48%	2.11%	0.00%	0.00%	0.00%	1.87%	3.59%
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)		0.01%	0.51%				0.10%	1.95%	1.95%			
Flujo Gas (MMSCFD)	0.04%					2.79%					3.74%	3.04%

	13 % Error	14 % Error	15 % Error	16 % Error	17 % Error	18 % Error	19 % Error	20 % Error	21 % Error	22 % Error	23 % Error	24 % Error
Temperatura (F)	1.50%	0.14%	1.25%	1.25%	1.02%	0.00%	0.00%	1.03%	1.03%	0.00%	0.15%	0.00%
Presión (psig)	0.00%	0.00%	4.15%	10.05%	7.69%	0.00%	11.17%	0.00%	0.00%	7.52%	0.00%	0.00%
Flujo Másico (lb/hr)	0.34%	0.14%	3.96%	7.32%	3.80%	9.49%	0.00%	0.00%	1.57%	0.00%	0.00%	0.00%
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	2.03%		0.51%	3.99%		5.92%		1.61%	0.06%	1.61%		
Flujo Gas (MMSCFD)												

	25 % Error	26 % Error	27 % Error	28 % Error	29 % Error	30 % Error	31 % Error	32 % Error	33 % Error	34 % Error	35 % Error
Temperatura (F)	0.00%	0.90%	0.83%	0.72%		0.00%	2.17%	0.07%	0.03%	0.00%	0.00%
Presión (psig)	0.00%	17.82%	8.16%	0.00%		0.00%	14.76%	17.22%	0.00%	0.00%	0.00%
Flujo Másico (lb/hr)	7.21%	8.93%	3.58%	10.22%		0.00%	2.11%	3.77%	21.30%	0.00%	0.00%
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	5.49%	10.40%		3.93%		1.64%	0.09%	5.79%	26.91%	1.95%	1.95%
Flujo Gas (MMSCFD)			2.84%								

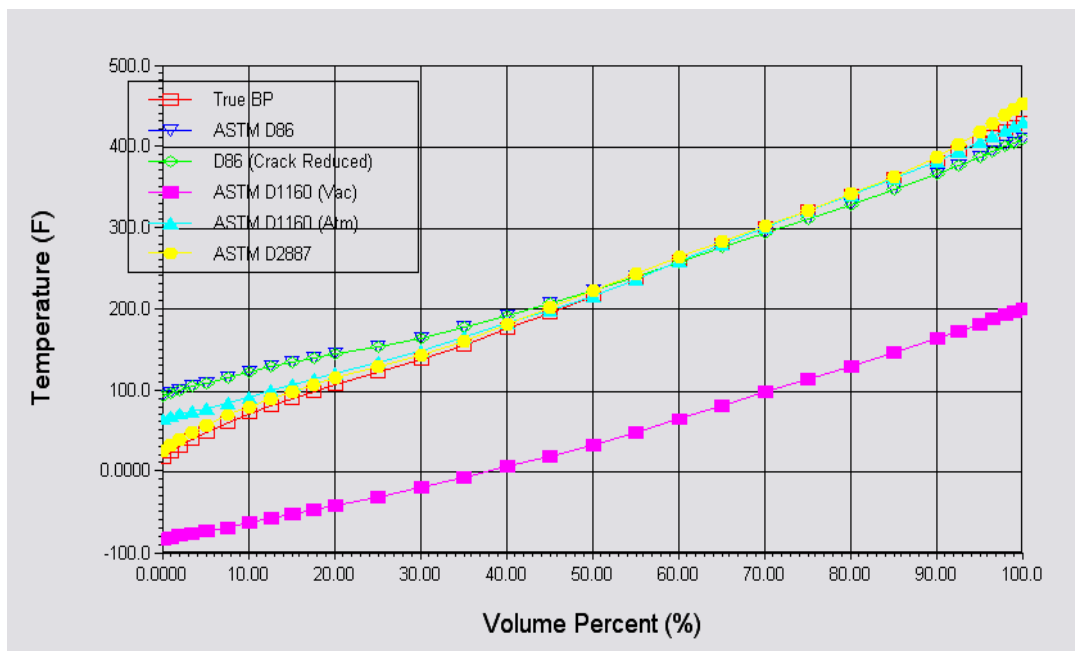
Tabla 6.3. Análisis de Resultados de la Simulación de la Torre Fraccionadora Principal

La Tabla 6.4 indica el % de error que se obtuvo de la simulación, donde se puede observar que el error es menor al 10% mencionado anteriormente, por lo que se puede decir que los resultados de la simulación son confiables.

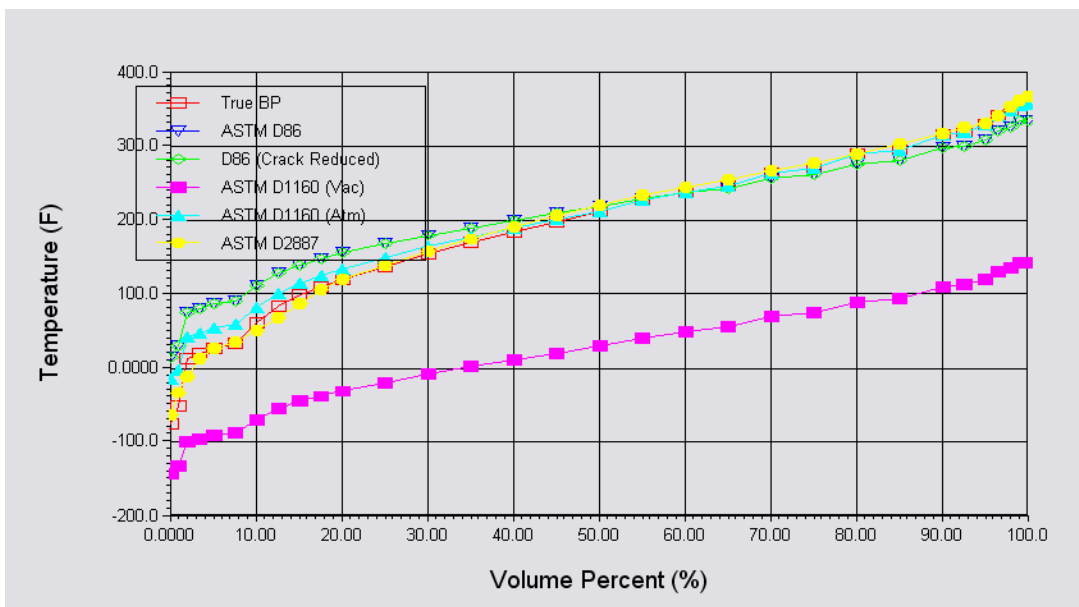
Tabla 6.4. % de Error Total en la Simulación

	S de % Error de las Corrientes	% Error por Tipo
Temperatura (F)	17.12%	0.50%
Presión (psig)	129.17%	3.80%
Flujo Másico (lb/hr)	104.83%	3.08%
Error Total	7.39%	

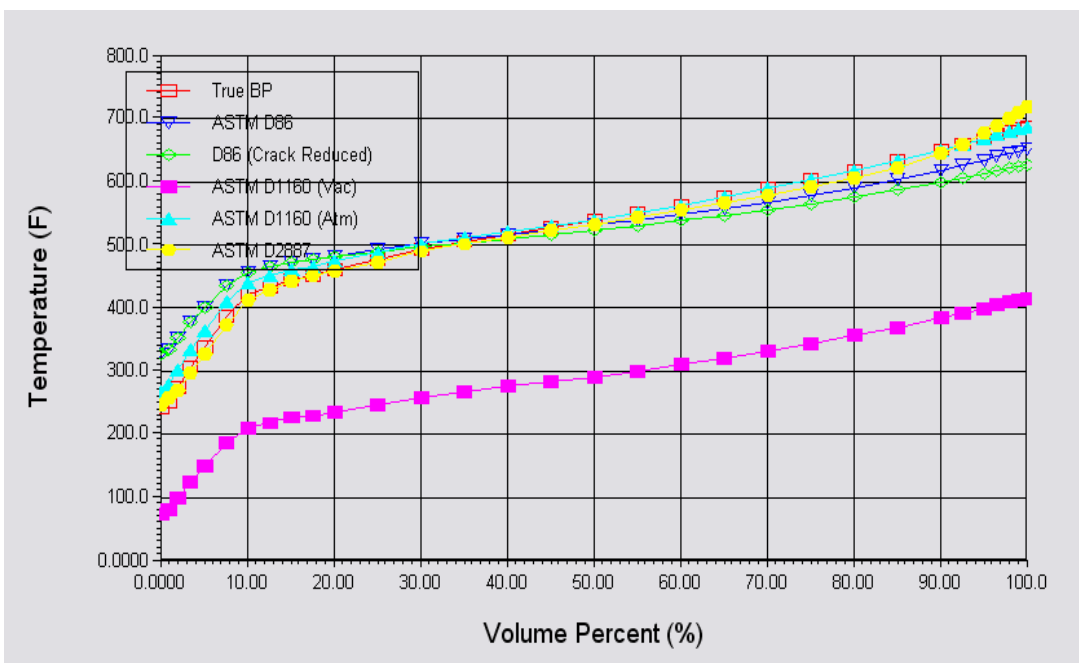
Las gráficas 6.1 a la 6.6 muestran la comparación de las curvas TBP de las corrientes que se mezclaron para dar origen junto con la corriente de ligeros, a la corriente de alimentación a la Torre Fraccionadora Principal, con las curvas TBP de los productos, ya que como se mencionó anteriormente la corriente de alimentación se caracteriza con los productos.



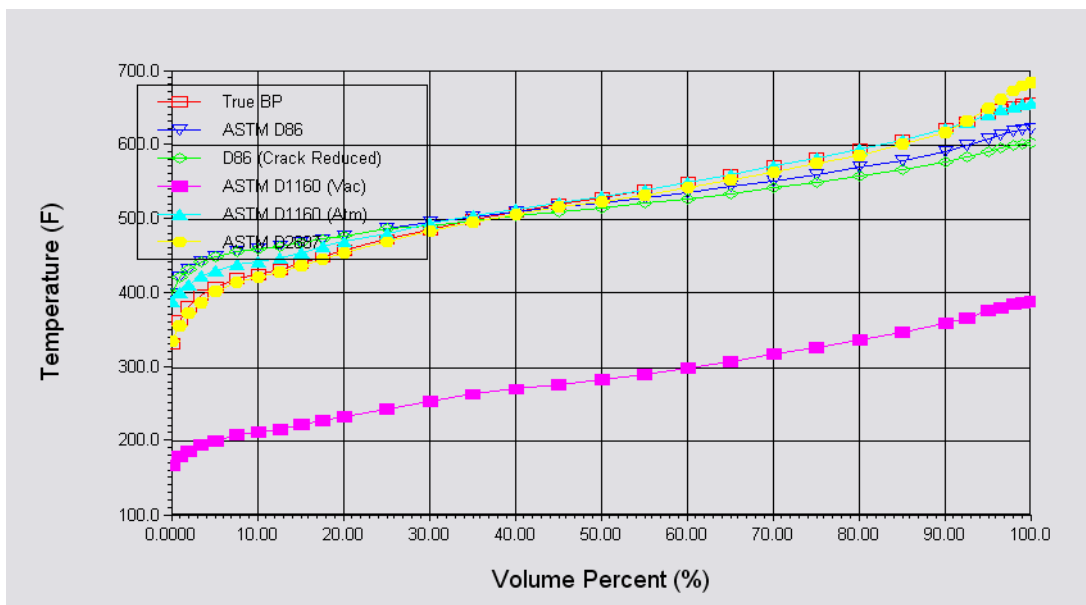
Gráfica 6.1. Curvas de TBP de la Gasolina de la Alimentación.



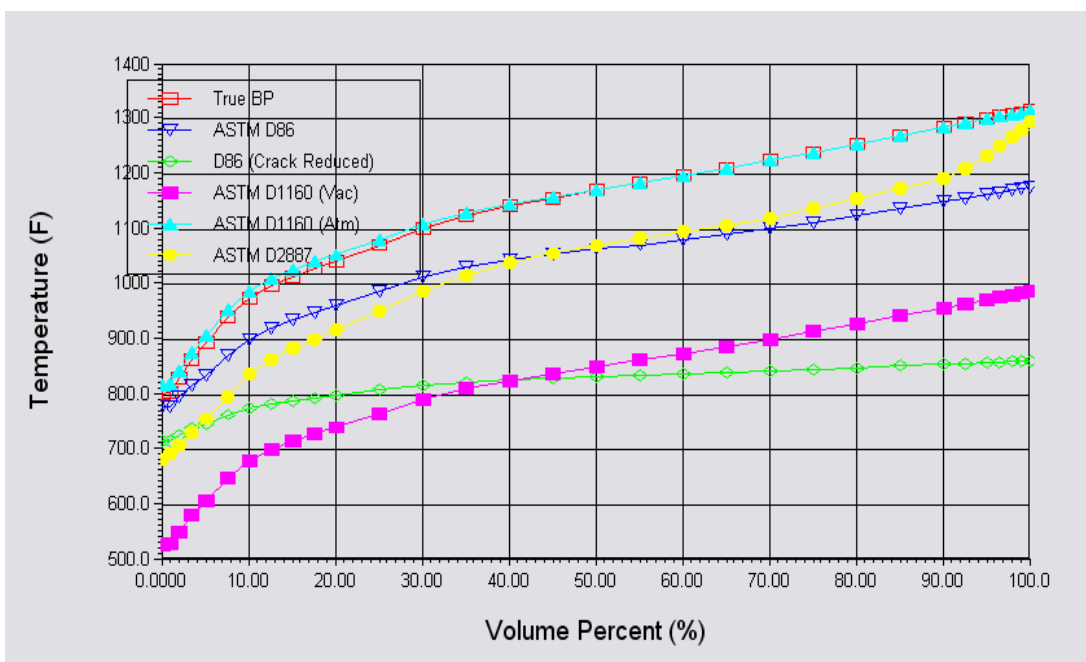
Gráfica 6.2. Curvas de TBP de la Gasolina Producto.



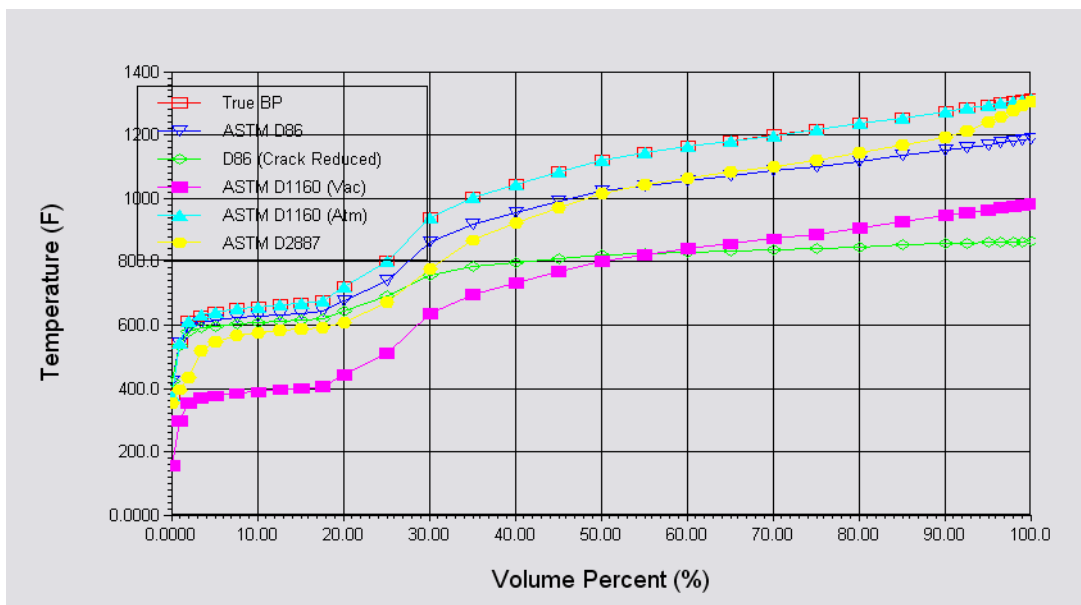
Gráfica 6.3. Curvas de TBP del Aceite Cíclico Ligero de la Alimentación.



Gráfica 6.4. Curvas de TBP del Aceite Cíclico Ligeró Producto.



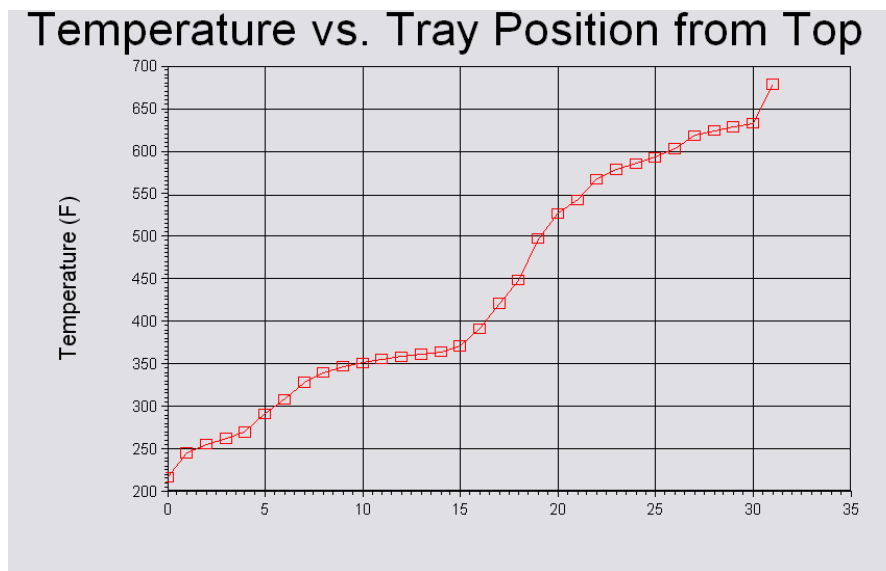
Gráfica 6.5. Curvas de TBP del Residuo de la Alimentación.



Gráfica 6.6. Curvas de TBP del Residuo Producto.

En las gráficas anteriores se observa que las curvas siguen una tendencia similar, y considerando el error que presentan los datos de diseño con respecto a los de la simulación, se puede decir que la alimentación está caracterizada correctamente.

La Gráfica 6.7 muestra el perfil de temperaturas a lo largo de la Torre Fraccionadora Principal, donde los únicos cambios bruscos de pendiente que se presentan es donde se encuentran los agotadores laterales.



Gráfica 6.7. Perfil de Temperaturas de la Torre Fraccionadora Principal

7. CONCLUSIONES

La principal finalidad de una Planta de Desintegración Catalítica de Lecho Fluidizado es la obtención de productos de mayor valor agregado, la gasolina y el gas LP, los cuales se separan en la Torre Fraccionadora Principal, razón por la cual fue modernizada. Los cambios en la Torre Fraccionadora logran el propósito para el cual fueron hechos. Esto se pudo comprobar haciendo uso del simulador de procesos HYSYS que resulta ser una herramienta confiable en el análisis y simulación de procesos químicos, ya que como se pudo observar en los resultados de la simulación y en su análisis, el error que se presenta entre la simulación y los datos de diseño no sobrepasa el 10% aceptable. El % de error más alto se presentó en la corriente del residuo. Debido a que se observa un importante cambio de la TBP del residuo calculado, el simulador permite identificar inconsistencia en los datos de operación alimentados, dado que al destilarse no se obtuvo la misma curva que se alimentó.

Cabe mencionar que 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. Dado que los datos de diseño 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 más, que son los llamados pesados, fue necesario completar la información con datos de operación cuidadosamente seleccionados. 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. En 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.

Una de las partes importantes de esta tesis es que, fue posible simular en forma abierta la Torre Fraccionadora Principal, a partir de la simulación como una sola entidad, donde fue importante proponer y llevar a cabo el análisis de las corrientes de corte que permitieron lograr la convergencia del proceso para el caso de la simulación abierta.

La simulación de las bombas de calor de forma abierta, permite la interacción de la Torre Fraccionadora Principal con otras corrientes de proceso, como paso previo a un análisis de integración térmica (pinch) que de otro modo no sería posible, ya que en una simulación como una sola entidad esto no se puede hacer.

Al considerar la mezcla de las corrientes de producto de la Torre Fraccionadora Principal como corriente de alimentación, esta simulación permite reproducir los flujos y propiedades de las corrientes de producto de la torre aún tras la sustitución de platos por empaques.

Un beneficio más que proporciona el simulador es, la posibilidad de conocer el comportamiento a lo largo de la Torre, como puede ser la temperatura y presión que hay en cada plato o lecho empacado, ayudándonos a analizar y conocer lo que no es posible físicamente en la Torre.

El cambio de platos por empaque estructurado de alta eficiencia en la torre Fraccionadora Principal tiene un costo aproximado de \$20 millones de pesos, que en conjunto con los costos de revampear la sesión de reacción, de fraccionamiento y de recuperación de gases, sería el costo total de revampear la Planta FCC. Los beneficios obtenidos son amplios, ya que en este trabajo de tesis fue posible comprobar, que con la modernización se aumentará la capacidad de la planta, ya que antes de ser modernizada la planta procesaba 27,000 BPD, ahora con la modernización es posible procesar los 30,250 BPD, obteniendo así mayor producción de ligeros (productos de alto valor agregado).

El uso de empaques estructurados tiene un impacto en la caída de presión. La Torre Fraccionadora Principal tiene comúnmente una caída de presión de 3 a 5 psi, al ser empacada la Torre Fraccionadora Principal puede llegar a tener una caída de presión de 1 psi, logrando así disminuir los requerimientos de energía de los compresores, ya que aumenta la presión de succión del compresor de gas seco en la sección de recuperación de gases.

Al realizar la simulación con tres de los diferentes empaques que maneja el simulador HYSYS (Intalox, Flexipac y Nutre Rings), no se observaron diferencias significativas en la cantidad de los productos, por lo que se recomienda emplear los empaques que ya han sido colocados en otras refinerías, y que han operado satisfactoriamente.

BIBLIOGRAFÍA

1. Parkash, Surinder. Refining Processes Handbook, Elsevier (ed.), USA. 2003.
2. Gary, James H. and Handwerk, Glenn E. Petroleum Refining. Technology and Economics, Dekker (ed.), USA. 2001.
3. Sadeghbeigi Reza. Fluid Catalytic Cracking, Gulf Publishing Company (ed.), Houston, Texas. 1995.
4. Kaes, Gerald L. Refinery Process Modeling. Modeling an FCC Unit and Gas Plant. Consulting Chemical Engineer. Chemical Process Simulation. Colbert, Georgia. 2002.
5. Fabila Montoya, Elisa. Optimización de la Sección de Fraccionamiento de la Planta FCC II, Tula, Hidalgo. Tesis. UNAM. México D.F. 2002.
6. Cervantes Peredo, Arturo Mauricio. Simulación y Propuestas de Mejoras a la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas de la Refinería de Tula, Hidalgo. Tesis. UNAM. México D.F. 1993.
7. Díaz Mendoza, Juan Rosendo. El Modelo de Etapa en No Equilibrio un Avance en la Simulación de Operaciones de Separación. Tesis. UNAM. México D.F. 2001.
8. Henley, E.J., Seader, J.D. Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química. México. Reverté. 1990.
9. Giral, José, Barnés Francisco, Ramírez Alejandro. Ingeniería de Procesos. UNAM. México 1977.
10. Jiménez Gutiérrez, Arturo. Diseño de Procesos en Ingeniería Química. Reverté S.A. México 2003.
11. Haward F. Rase, M.H. Barrow. Ingeniería de Proyecto para Plantas de Proceso. Continental, S.A. México 1979.
12. Portal de la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas de Minatitlán, Veracruz.
13. HYSYS 3.2 Documentation Suite. Hyprotech 2003.
14. Golden, S.W.; Martin, G.R. and Sloley, A.W. FCC Main Fractionator Revamps. Hydrocarbon Processing. Marzo 1993, pgs. 77-81.
15. Golden, Scott W. Improved Control Strategies Correct Main Fractionator Operating Problems. Process Consulting Services, Inc. USA Agosto 1995.
16. Golden, Scott W. and Fulton, Scout. Low-Cost Methods to Improve FCCU Energy Efficiency. Process Consulting Services, Inc. USA 2000, pgs. 95-103.

ANEXO A

Las siguientes tablas enlistan los resultados de la simulación de la Torre Fraccionadora Principal como una sola entidad.

Corrientes	10	Vapor	1	Vap HN	VapLCO	12
H2O	1.0000000	1.0000000	0.1502220	1.0000000	1.0000000	0.0424868
H2S	0.0000000	0.0000000	0.0200046	0.0000000	0.0000000	0.0365915
O2	0.0000000	0.0000000	0.0007008	0.0000000	0.0000000	0.0013043
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000066	0.0000000	0.0000000	0.0000124
SO2	0.0000000	0.0000000	0.0000282	0.0000000	0.0000000	0.0000475
CO2	0.0000000	0.0000000	0.0019779	0.0000000	0.0000000	0.0036629
Nitrogen	0.0000000	0.0000000	0.0120399	0.0000000	0.0000000	0.0224246
Hydrogen	0.0000000	0.0000000	0.0502489	0.0000000	0.0000000	0.0936222
Methane	0.0000000	0.0000000	0.0475968	0.0000000	0.0000000	0.0885184
Ethane	0.0000000	0.0000000	0.0243223	0.0000000	0.0000000	0.0448003
Ethylene	0.0000000	0.0000000	0.0224408	0.0000000	0.0000000	0.0414945
Propane	0.0000000	0.0000000	0.0100106	0.0000000	0.0000000	0.0179227
Propene	0.0000000	0.0000000	0.0936309	0.0000000	0.0000000	0.1685242
i-Butane	0.0000000	0.0000000	0.0091138	0.0000000	0.0000000	0.0154688
n-Butane	0.0000000	0.0000000	0.0097681	0.0000000	0.0000000	0.0159649
1-Butene	0.0000000	0.0000000	0.0246145	0.0000000	0.0000000	0.0410445
i-Butene	0.0000000	0.0000000	0.0415729	0.0000000	0.0000000	0.0695131
tr2-Butene	0.0000000	0.0000000	0.0213436	0.0000000	0.0000000	0.0346476
cis2-Butene	0.0000000	0.0000000	0.0113809	0.0000000	0.0000000	0.0182535
C5 Plus	0.0000000	0.0000000	0.4489758	0.0000000	0.0000000	0.2436952
Vapour	0	1	1	1	1	1
Temperature (F)	100.00	297.65	980.84	297.65	297.65	100.00
Pressure (psig)	15.10	50.00	15.10	50.00	50.00	7.50
Molar Flow (lbmole/hr)	1,570.63	83.26	6,021.62	55.51	94.37	3,199.75
Mass Flow (lb/hr)	28,295.00	1,500.00	426,858.23	1,000.00	1,700.00	136,289.92
StdIdealLiqVol Flow (BPD)	1,941.35	102.92	39,202.95	68.61	116.64	16,312.24
StdGasFlow (MMSCFD)		0.76	51.95	0.51	0.86	29.14

Corrientes	13	14	33	18	30
H2O	0.0008220	0.9999299	0.0008807	0.0082882	0.0060382
H2S	0.0019059	0.0000659	0.0001460	0.0000000	0.0000000
O2	0.0000053	0.0000000	0.0000023	0.0000000	0.0000000
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO2	0.0000115	0.0000016	0.0000003	0.0000000	0.0000000
CO2	0.0000646	0.0000020	0.0000088	0.0000000	0.0000000
Nitrogen	0.0000420	0.0000004	0.0000307	0.0000000	0.0000000
Hydrogen	0.0000819	0.0000002	0.0001139	0.0000000	0.0000000
Methane	0.0005602	0.0000000	0.0001725	0.0000000	0.0000000
Ethane	0.0015841	0.0000000	0.0001391	0.0000000	0.0000000
Ethylene	0.0009822	0.0000000	0.0001143	0.0000000	0.0000000
Propane	0.0022019	0.0000000	0.0000809	0.0000000	0.0000000
Propene	0.0179227	0.0000000	0.0007203	0.0000001	0.0000000
i-Butane	0.0045534	0.0000000	0.0000960	0.0000004	0.0000000
n-Butane	0.0067268	0.0000000	0.0001121	0.0000014	0.0000000
1-Butene	0.0145019	0.0000000	0.0002704	0.0000019	0.0000000
i-Butene	0.0239212	0.0000000	0.0004506	0.0000029	0.0000000
tr2-Butene	0.0154086	0.0000000	0.0002400	0.0000031	0.0000000
cis2-Butene	0.0088813	0.0000000	0.0001346	0.0000025	0.0000000
C5 Plus	0.8998223	0.0000000	0.9962865	0.9916994	0.9939618
Vapour	0	0	0	0	0
Temperature (F)	100.00	100.00	680.00	286.68	422.49
Pressure (psig)	7.50	7.50	15.10	12.20	13.59
Molar Flow (lbmole/hr)	1,152.69	2,565.00	109.87	363.53	433.16
Mass Flow (lb/hr)	103,868.52	46,211.76	43,808.15	50,695.90	78,453.96
StdIdealLiqVol Flow (BPD)	9,394.81	3,170.74	2,834.38	4,177.87	5,540.71
StdGasFlow (MMSCFD)					

ANEXOS B

Tablas de los resultados de la Simulación Abierta de la Torre Fraccionadora Principal de Platos.

	1	1	2	2	3	3	4	4 *
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.1502220	0.1585995	0.0008197	0.0012769	0.0015586	0.0023942	0.5307542	
H ₂ S	0.0200046	0.0211202	0.0019052	0.0023209	0.0003212	0.0003783	0.0013209	
O ₂	0.0007008	0.0007399	0.0000053	0.0000093	0.0000023	0.0000015	0.0000095	
CO	0.0000066	0.0000070	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000001	
SO ₂	0.0000282	0.0000298	0.0000115	0.0000093	0.0000010	0.0000015	0.0000042	
CO ₂	0.0019779	0.0020882	0.0000646	0.0000652	0.0000145	0.0000138	0.0000597	
N ₂	0.0120399	0.0127114	0.0000420	0.0000373	0.0000246	0.0000200	0.0001011	
H ₂	0.0502489	0.0530512	0.0000819	0.0000839	0.0000700	0.0000630	0.0002871	
Methane	0.0475968	0.0493096	0.0005599	0.0006338	0.0002068	0.0002061	0.0008495	
Ethane	0.0243223	0.0232241	0.0015836	0.0017803	0.0002944	0.0002999	0.0012105	
Ethylene	0.0224408	0.0220985	0.0009819	0.0011185	0.0002125	0.0002168	0.0008734	
Propane	0.0100106	0.0105040	0.0022018	0.0024047	0.0002595	0.0002599	0.0010672	
Propene	0.0936309	0.0973744	0.0179214	0.0197319	0.0021996	0.0022297	0.0090465	
i-Butane	0.0091138	0.0095625	0.0045550	0.0047722	0.0004125	0.0003983	0.0016954	
n-Butane	0.0097681	0.0101779	0.0067306	0.0071490	0.0005461	0.0005367	0.0022412	
Butenes	0.0989119	0.1031288	0.0627455	0.0706882	0.0051617	0.0053452	0.0211937	
C5 Plus	0.4489758	0.4262731	0.8997899	0.8879185	0.9887145	0.9876351	0.4292858	
Fracción Vapor	1	1	0	0	0	0	1	
Temperatura (F)	990.00	990.00	100	100	225	225	296	301
Presión (psig)	15.10	15.10	11.50	11.50	25.00	25.00	12.00	13.00
Flujo Másico (lb/hr)	404,556.00	404,556.00	101,327.56	99,373.00	875,756.54	915,218.00	5,936.94	5,796.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)			9,191.00	9,192.00	72,960.02	73,338.00	500.24	
Flujo Gas (MMSCFD)	51.97	51.95					0.91	

* No se cuenta con los datos de diseño.

	5	5	6	6	7	7	8	8
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.0009326	0.0018026	0.5707414	0.5923885	0.0007998	0.0015766	0.0009481	0.0012249
H ₂ S	0.0001841	0.0058345	0.0006719	0.0007874	0.0001424	0.0001914	0.0001554	0.0001470
O ₂	0.0000018	0.0000231	0.0000064	0.0000000	0.0000018	0.0000151	0.0000025	0.0000245
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO ₂	0.0000005	0.0000000	0.0000017	0.0000000	0.0000003	0.0000000	0.0000003	0.0000000
CO ₂	0.0000089	0.0001759	0.0000326	0.0000656	0.0000077	0.0000151	0.0000096	0.0000122
N ₂	0.0000201	0.0003374	0.0000729	0.0010499	0.0000226	0.0005037	0.0000347	0.0006492
H ₂	0.0000657	0.0002769	0.0002385	0.0003937	0.0000813	0.0001410	0.0001299	0.0001592
Methane	0.0001477	0.0017160	0.0005374	0.0005906	0.0001452	0.0001763	0.0001903	0.0001592
Ethane	0.0001654	0.0042367	0.0006035	0.0007218	0.0001334	0.0002015	0.0001491	0.0001837
Ethylene	0.0001263	0.0028033	0.0004606	0.0006562	0.0001066	0.0001914	0.0001234	0.0001837
Propane	0.0001203	0.0003144	0.0004397	0.0005249	0.0000842	0.0001259	0.0000850	0.0001102
Propene	0.0010519	0.0037032	0.0038430	0.0046588	0.0007476	0.0011082	0.0007579	0.0009187
i-Butane	0.0001646	0.0003086	0.0006022	0.0007874	0.0001045	0.0001662	0.0000994	0.0001225
n-Butane	0.0002075	0.0004701	0.0007596	0.0009186	0.0001261	0.0001864	0.0001153	0.0001470
Butenes	0.0020113	0.0045626	0.0073630	0.0088583	0.0012338	0.0018536	0.0011284	0.0013842
C5 Plus	0.9947913	0.9734347	0.4136256	0.3875984	0.9962627	0.9935475	0.9960709	0.9945735
Fracción Vapor	0	0	1	1	0	0	0	0
Temperatura (F)	286	285	439	441	425	425	465	465
Presión (psig)	13.60	13.60	13.50	14.70	14.29	14.40	58.10	58.10
Flujo Másico (lb/hr)	623,926.00	623,926.00	11,459.43	10,767.00	467,140.63	476,118.00	267,658.00	267,658.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	44,680.78		878.36		31,610.88	31,638.00	17,207.81	16,955.00
Flujo Gas (MMSCFD)			1.46	1.39				

	9	9	10	10	11	11	12	12
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.0009481	0.0012652	1.0000000	1.0000000	0.1761467	0.1808334	0.0423558	0.0425539
H ₂ S	0.0001554	0.0001054	0.0000000	0.0000000	0.0190775	0.0228023	0.0365581	0.0457086
O ₂	0.0000025	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0006575	0.0006837	0.0013028	0.0014191
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000062	0.0000064	0.0000124	0.0000133
SO ₂	0.0000003	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000285	0.0000304	0.0000475	0.0000533
CO ₂	0.0000096	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0018645	0.0020061	0.0036589	0.0041241
N ₂	0.0000347	0.0006326	0.0000000	0.0000000	0.0112879	0.0116333	0.0223990	0.0241785
H ₂	0.0001299	0.0001054	0.0000000	0.0000000	0.0470940	0.0485554	0.0935149	0.1009647
Methane	0.0001903	0.0002109	0.0000000	0.0000000	0.0446925	0.0459969	0.0884186	0.0952316
Ethane	0.0001491	0.0002109	0.0000000	0.0000000	0.0230664	0.0237549	0.0447542	0.0480972
Ethylene	0.0001234	0.0002109	0.0000000	0.0000000	0.0211976	0.0218273	0.0414501	0.0445793
Propane	0.0000850	0.0001054	0.0000000	0.0000000	0.0097672	0.0100979	0.0179100	0.0192082
Propene	0.0007579	0.0009489	0.0000000	0.0000000	0.0908825	0.0936588	0.1683942	0.1801195
i-Butane	0.0000994	0.0001054	0.0000000	0.0000000	0.0093427	0.0096048	0.0154670	0.0164199
n-Butane	0.0001153	0.0001054	0.0000000	0.0000000	0.0103402	0.0106455	0.0159692	0.0168030
Butenes	0.0011284	0.0013706	0.0000000	0.0000000	0.1037489	0.1075032	0.1634838	0.1708119
C5 Plus	0.9960709	0.9946231	0.0000000	0.0000000	0.4307991	0.4103598	0.2443035	0.1897136
Fracción Vapor	0	0	0	0	1	1	1	1
Temperatura (F)	465	465	100	100	210	224	100	100
Presión (psig)	58.10	58.10	178.00	178.00	11.50	11.50	7.50	7.50
Flujo Másico (lb/hr)	31,100.00	31,100.00	28,295.00	28,295.00	351,990.09	352,937.00	138,596.19	126,986.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	1,999.43	1,970.00	1,941.35		35,501.85		16,538.34	
Flujo Gas (MMSCFD)					58.53	56.88	29.46	27.34

	13	13	14	14	15	15	16	16
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.0008196	0.0012795	0.9999300	1.0000000	0.0015636	0.0023942	0.0015636	0.0023940
H ₂ S	0.0019045	0.0023202	0.0000658	0.0000000	0.0003223	0.0003783	0.0003223	0.0003702
O ₂	0.0000053	0.0000085	0.0000000	0.0000000	0.0000023	0.0000015	0.0000023	0.0000000
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO ₂	0.0000115	0.0000171	0.0000016	0.0000000	0.0000010	0.0000015	0.0000010	0.0000000
CO ₂	0.0000646	0.0000682	0.0000020	0.0000000	0.0000146	0.0000138	0.0000146	0.0000247
N ₂	0.0000420	0.0000341	0.0000004	0.0000000	0.0000247	0.0000200	0.0000247	0.0000247
H ₂	0.0000819	0.0000853	0.0000002	0.0000000	0.0000700	0.0000630	0.0000700	0.0000740
Methane	0.0005598	0.0006312	0.0000000	0.0000000	0.0002073	0.0002061	0.0002073	0.0001974
Ethane	0.0015832	0.0017743	0.0000000	0.0000000	0.0002954	0.0002999	0.0002954	0.0002962
Ethylene	0.0009817	0.0011175	0.0000000	0.0000000	0.0002131	0.0002168	0.0002131	0.0002221
Propane	0.0022013	0.0024055	0.0000000	0.0000000	0.0002604	0.0002599	0.0002604	0.0002715
Propene	0.0179173	0.0197303	0.0000000	0.0000000	0.0022073	0.0022297	0.0022073	0.0022459
i-Butane	0.0045546	0.0047684	0.0000000	0.0000000	0.0004141	0.0003983	0.0004141	0.0003949
n-Butane	0.0067311	0.0071483	0.0000000	0.0000000	0.0005482	0.0005367	0.0005482	0.0005430
Butenes	0.0627484	0.0706810	0.0000000	0.0000000	0.0051816	0.0053452	0.0051816	0.0053556
C5 Plus	0.8997931	0.8879307	0.0000000	0.0000000	0.9886741	0.9876351	0.9886741	0.9875858
Fracción Vapor	0	0	0	0	0	0	0	0
Temperatura (F)	101	100	100	100	300	305	300	305
Presión (psig)	250.00	250.00	71.10	71.10	12.20	12.20	12.20	13.00
Flujo Másico (lb/hr)	94,182.74	108,584.00	46,194.77	46,289.00	875,680.11	915,218.00	54,555.38	57,020.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	8,544.29	10,044.00	3,169.57		72,958.76	73,338.00	4,545.37	4,569.00
Flujo Gas (MMSCFD)								

	17	17 *	18	18	19	19	20	20
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.5307616		0.0088269	0.0125433	0.0009400	0.0018026	0.0009400	0.0017461
H ₂ S	0.0013211		0.0000000	0.0000000	0.0001858	0.0058345	0.0001858	0.0002173
O ₂	0.0000095		0.0000000	0.0000000	0.0000018	0.0000231	0.0000018	0.0000078
CO	0.0000001		0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO ₂	0.0000042		0.0000000	0.0000000	0.0000005	0.0000000	0.0000005	0.0000000
CO ₂	0.0000597		0.0000000	0.0000000	0.0000090	0.0001759	0.0000090	0.0000155
N ₂	0.0001012		0.0000000	0.0000000	0.0000202	0.0003374	0.0000202	0.0002949
H ₂	0.0002871		0.0000000	0.0000000	0.0000660	0.0002769	0.0000660	0.0001009
Methane	0.0008496		0.0000000	0.0000000	0.0001486	0.0017160	0.0001486	0.0001707
Ethane	0.0012107		0.0000000	0.0000000	0.0001669	0.0042367	0.0001669	0.0002018
Ethylene	0.0008736		0.0000000	0.0000000	0.0001274	0.0028033	0.0001274	0.0001785
Propane	0.0010674		0.0000000	0.0000000	0.0001216	0.0003144	0.0001216	0.0001475
Propene	0.0090481		0.0000001	0.0000000	0.0010630	0.0037032	0.0010630	0.0012883
i-Butane	0.0016957		0.0000005	0.0000000	0.0001666	0.0003086	0.0001666	0.0002173
n-Butane	0.0022416		0.0000016	0.0000000	0.0002101	0.0004701	0.0002101	0.0002483
Butenes	0.0211978		0.0000118	0.0001352	0.0020366	0.0045626	0.0020366	0.0024601
C5 Plus	0.4292710		0.9911591	0.9873216	0.9947359	0.9734347	0.9947359	0.9927050
Fracción Vapor	1		0	0	0	0	0	0
Temperatura (F)	296	301	100	100	443	443	444	445
Presión (psig)	12.00	13.00	71.10	71.10	13.59	13.60	130.00	130.00
Flujo Másico (lb/hr)	5,936.56	5,796.00	49,618.82	52,844.00	623,916.13	623,926.00	237,636.00	237,636.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	500.21		4,113.78	4,200.00	44,715.74		17,031.25	17,240.00
Flujo Gas (MMSCFD)	0.91							

* No se cuenta con los datos de diseño.

	21	21	22	22	23	23	24	24
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.0009400	0.0017457	0.0009400	0.0017430	0.0009337	0.0018026	0.0008958	0.0003360
H ₂ S	0.0001858	0.0002182	0.0001858	0.0002171	0.0001844	0.0058345	0.0001755	0.0346395
O ₂	0.0000018	0.0000097	0.0000018	0.0000062	0.0000018	0.0000231	0.0000017	0.0000884
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO ₂	0.0000005	0.0000000	0.0000005	0.0000000	0.0000005	0.0000000	0.0000004	0.0000000
CO ₂	0.0000090	0.0000145	0.0000090	0.0000186	0.0000090	0.0001759	0.0000086	0.0009902
N ₂	0.0000202	0.0002958	0.0000202	0.0002977	0.0000201	0.0003374	0.0000196	0.0005481
H ₂	0.0000660	0.0001018	0.0000660	0.0000930	0.0000658	0.0002769	0.0000646	0.0011670
Methane	0.0001486	0.0001697	0.0001486	0.0001675	0.0001478	0.0017160	0.0001431	0.0096545
Ethane	0.0001669	0.0001988	0.0001669	0.0001985	0.0001657	0.0042367	0.0001581	0.0249496
Ethylene	0.0001274	0.0001794	0.0001274	0.0001799	0.0001265	0.0028033	0.0001211	0.0162500
Propane	0.0001216	0.0001503	0.0001216	0.0001489	0.0001205	0.0003144	0.0001138	0.0011493
Propene	0.0010630	0.0012899	0.0010630	0.0012902	0.0010535	0.0037032	0.0009965	0.0160908
i-Butane	0.0001666	0.0002134	0.0001666	0.0002109	0.0001649	0.0003086	0.0001545	0.0007957
n-Butane	0.0002101	0.0002522	0.0002101	0.0002481	0.0002079	0.0004701	0.0001943	0.0015914
Butenes	0.0020366	0.0024586	0.0020366	0.0024564	0.0020151	0.0045626	0.0018853	0.0153658
C ₅ Plus	0.9947359	0.9927019	0.9947359	0.9927239	0.9947830	0.9734347	0.9950671	0.8763836
Fracción Vapor	0	0	0	0	0	0	0	0
Temperatura (F)	444	445	310	310	286	285	118	118
Presión (psig)	130.00	130.00	109.03	100.00	13.60	13.60	13.60	13.60
Flujo Másico (lb/hr)	386,280.13	380,306.00	297,314.00	297,314.00	623,926.00	623,926.00	88,976.00	88,976.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	27,684.50	27,591.00	21,308.34	21,570.00	44,684.43		6,344.84	
Flujo Gas (MMSCFD)								

	25	25	26	26	27	27	28	28
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.0009400	0.0017554	0.0009400	0.0017438	0.5707522	0.5923885	0.0063315	0.0102337
H ₂ S	0.0001858	0.0002222	0.0001858	0.0002180	0.0006720	0.0007874	0.0000000	0.0000000
O ₂	0.0000018	0.0000000	0.0000018	0.0000000	0.0000064	0.0000000	0.0000000	0.0000000
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO ₂	0.0000005	0.0000000	0.0000005	0.0000000	0.0000017	0.0000000	0.0000000	0.0000000
CO ₂	0.0000090	0.0000222	0.0000090	0.0000182	0.0000326	0.0000656	0.0000000	0.0000000
N ₂	0.0000202	0.0002889	0.0000202	0.0002906	0.0000729	0.0010499	0.0000000	0.0000000
H ₂	0.0000660	0.0001111	0.0000660	0.0001090	0.0002385	0.0003937	0.0000000	0.0000000
Methane	0.0001486	0.0001778	0.0001486	0.0001635	0.0005375	0.0005906	0.0000000	0.0000000
Ethane	0.0001669	0.0002000	0.0001669	0.0001998	0.0006036	0.0007218	0.0000000	0.0000000
Ethylene	0.0001274	0.0001778	0.0001274	0.0001816	0.0004607	0.0006562	0.0000000	0.0000000
Propane	0.0001216	0.0001555	0.0001216	0.0001453	0.0004398	0.0005249	0.0000000	0.0000000
Propene	0.0010630	0.0012888	0.0010630	0.0012897	0.0038437	0.0046588	0.0000000	0.0000000
i-Butane	0.0001666	0.0002222	0.0001666	0.0002180	0.0006023	0.0007874	0.0000000	0.0000000
n-Butane	0.0002101	0.0002444	0.0002101	0.0002543	0.0007598	0.0009186	0.0000000	0.0000000
Butenes	0.0020366	0.0024664	0.0020366	0.0024522	0.0073644	0.0088583	0.0000000	0.0000000
C5 Plus	0.9947359	0.9926673	0.9947359	0.9927161	0.4136120	0.3875984	0.9936685	0.9897663
Fracción Vapor	0	0	0	0	1	1	0	0
Temperatura (F)	310	310	443	445	439	441	417	424
Presión (psig)	100.00	100.00	13.59	14.70	13.50	14.70	15.20	15.20
Flujo Másico (lb/hr)	88,966.13	82,992.00	102,551.56	101,529.00	11,458.56	10,767.00	92,793.00	92,462.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	6,376.16	6,021.00	7,349.82	7,366.00	878.31		6,588.15	5,650.00
Flujo Gas (MMSCFD)					1.46	1.39		

	29	29 *	30	30	31	31	32	32
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.0063315		0.0063315	0.0102507	0.0007887	0.0015766	0.0009474	0.0012275
H ₂ S	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001404	0.0001914	0.0001553	0.0001497
O ₂	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000018	0.0000151	0.0000025	0.0000200
CO	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO ₂	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000003	0.0000000	0.0000003	0.0000000
CO ₂	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000076	0.0000151	0.0000096	0.0000200
N ₂	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000223	0.0005037	0.0000346	0.0006487
H ₂	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000802	0.0001410	0.0001297	0.0001597
Methane	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001432	0.0001763	0.0001901	0.0001697
Ethane	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001316	0.0002015	0.0001489	0.0001896
Ethylene	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001051	0.0001914	0.0001233	0.0001896
Propane	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000830	0.0001259	0.0000849	0.0001098
Propene	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0007369	0.0011082	0.0007573	0.0009182
i-Butane	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001030	0.0001662	0.0000993	0.0001297
n-Butane	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001242	0.0001864	0.0001153	0.0001397
Butenes	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0012157	0.0018536	0.0011276	0.0013872
C5 Plus	0.9936685		0.9936685	0.9897493	0.9963161	0.9935475	0.9960739	0.9945410
Fracción Vapor	0		0	0	0	0	0	0
Temperatura (F)	120		120	120	593	574	710	680
Presión (psig)	71.10		71.10	71.10	14.29	14.40	15.10	15.10
Flujo Másico (lb/hr)	14,221.00		78,572.00	78,572.00	467,128.84	476,118.00	336,841.22	328,515.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	1,009.67		5,578.48	5,651.00	31,607.19	31,638.00	21,655.63	20,810.00
Flujo Gas (MMSCFD)								

* No se cuenta con los datos de diseño.

	33	33	34	34	35	35
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H ₂ O	0.0009474	0.0012123	0.0009474	0.0012249	0.0009474	0.0012652
H ₂ S	0.0001553	0.0001102	0.0001553	0.0001470	0.0001553	0.0001054
O ₂	0.0000025	0.0000000	0.0000025	0.0000245	0.0000025	0.0000000
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO ₂	0.0000003	0.0000000	0.0000003	0.0000000	0.0000003	0.0000000
CO ₂	0.0000096	0.0000000	0.0000096	0.0000122	0.0000096	0.0000000
N ₂	0.0000346	0.0005510	0.0000346	0.0006492	0.0000346	0.0006326
H ₂	0.0001297	0.0001102	0.0001297	0.0001592	0.0001297	0.0001054
Methane	0.0001901	0.0001102	0.0001901	0.0001592	0.0001901	0.0002109
Ethane	0.0001489	0.0002204	0.0001489	0.0001837	0.0001489	0.0002109
Ethylene	0.0001233	0.0002204	0.0001233	0.0001837	0.0001233	0.0002109
Propane	0.0000849	0.0001102	0.0000849	0.0001102	0.0000849	0.0001054
Propene	0.0007573	0.0008816	0.0007573	0.0009187	0.0007573	0.0009489
i-Butane	0.0000993	0.0001102	0.0000993	0.0001225	0.0000993	0.0001054
n-Butane	0.0001153	0.0001102	0.0001153	0.0001470	0.0001153	0.0001054
Butenes	0.0011276	0.0014327	0.0011276	0.0013842	0.0011276	0.0013706
C5 Plus	0.9960739	0.9948204	0.9960739	0.9945735	0.9960739	0.9946231
Fracción Vapor	0	0	0	0	0	0
Temperatura (F)	180	180	465	465	465	465
Presión (psig)	71.10	71.10	58.10	58.10	58.10	58.10
Flujo Másico (lb/hr)	38,083.22	29,757.00	267,658.00	267,658.00	31,100.00	31,100.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	2,448.38	1,885.00	17,207.82	16,955.00	1,999.43	1,970.00
Flujo Gas (MMSCFD)						

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error
Temperatura (F)	0.00%	0.03%	0.00%	1.73%	0.18%	0.50%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	6.09%	0.01%
Presión (psig)	0.00%	0.00%	0.00%	7.69%	0.00%	8.16%	0.78%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Flujo Másico (lb/hr)	0.00%	1.97%	4.31%	2.43%	0.00%	6.43%	1.89%	0.00%	0.00%	0.00%	0.27%	9.14%
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)		0.01%	0.52%				0.09%	1.49%	1.49%			
Flujo Gas (MMSCFD)	0.04%					5.22%					2.90%	7.75%

	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error
Temperatura (F)	1.45%	0.08%	1.49%	1.49%	1.73%	0.00%	0.01%	0.34%	0.34%	0.00%	0.18%	0.00%
Presión (psig)	0.00%	0.00%	0.03%	6.18%	7.69%	0.00%	0.07%	0.00%	0.00%	9.03%	0.00%	0.00%
Flujo Másico (lb/hr)	13.26%	0.20%	4.32%	4.32%	2.43%	6.10%	0.00%	0.00%	1.57%	0.00%	0.00%	0.00%
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	14.93%		0.52%	0.52%		2.05%		1.21%	0.34%	1.21%		
Flujo Gas (MMSCFD)												

	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35
	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error	% Error
Temperatura (F)	0.00%	0.46%	0.50%	1.59%		0.00%	3.29%	4.44%	0.03%	0.00%	0.00%
Presión (psig)	0.00%	7.55%	8.16%	0.00%		0.00%	0.78%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Flujo Másico (lb/hr)	7.20%	1.01%	6.42%	0.36%		0.00%	1.89%	2.53%	27.98%	0.00%	0.00%
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	5.90%	0.22%		16.60%		1.28%	0.10%	4.06%	29.89%	1.49%	1.49%
Flujo Gas (MMSCFD)			5.22%								

ANEXO C

Tablas de los resultados de la Simulación Abierta de la Torre Fraccionadora Principal
Empacada.

	1	1	2	2	3	3	4	4 *
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H2O	0.1502220	0.1585995	0.0008202	0.0012769	0.0015189	0.0023942	0.5302202	
H2S	0.0200046	0.0211202	0.0019144	0.0023209	0.0003111	0.0003783	0.0012089	
O2	0.0007008	0.0007399	0.0000054	0.0000093	0.0000023	0.0000015	0.0000089	
CO	0.0000066	0.0000070	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000001	
SO2	0.0000282	0.0000298	0.0000115	0.0000093	0.0000010	0.0000015	0.0000038	
CO2	0.0019779	0.0020882	0.0000649	0.0000652	0.0000141	0.0000138	0.0000550	
N2	0.0120399	0.0127114	0.0000422	0.0000373	0.0000245	0.0000200	0.0000950	
H2	0.0502489	0.0530512	0.0000823	0.0000839	0.0000706	0.0000630	0.0002718	
Methane	0.0475968	0.0493096	0.0005623	0.0006338	0.0002028	0.0002061	0.0007907	
Ethane	0.0243223	0.0232241	0.0015894	0.0017803	0.0002857	0.0002999	0.0011107	
Ethylene	0.0224408	0.0220985	0.0009856	0.0011185	0.0002066	0.0002168	0.0008040	
Propane	0.0100106	0.0105040	0.0022072	0.0024047	0.0002501	0.0002599	0.0009693	
Propene	0.0936309	0.0973744	0.0179684	0.0197319	0.0021214	0.0022297	0.0082249	
i-Butane	0.0091138	0.0095625	0.0045562	0.0047722	0.0003956	0.0003983	0.0015293	
n-Butane	0.0097681	0.0101779	0.0067209	0.0071490	0.0005225	0.0005367	0.0020161	
Butenes	0.0989119	0.1031288	0.0626772	0.0706882	0.0049412	0.0053452	0.0190746	
C5 Plus	0.4489758	0.4262731	0.8997919	0.8879185	0.9891315	0.9876351	0.4336168	
Fracción Vapor	1	1	0	0	0	0	1	
Temperatura (F)	990.00	990.00	100	100	225	225	301	301
Presión (psig)	15.10	15.10	11.50	11.50	25.00	25.00	12.00	13.00
Flujo Másico (lb/hr)	404,556.00	404,556.00	101,498.60	99,373.00	877,347.12	915,218.00	6,075.11	5,796.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	39,202.95		9,191.00	9,192.00	72,959.33	73,338.00	510.01	
Flujo Gas (MMSCFD)	51.97	51.95					0.91	

* No se cuenta con los datos de diseño.

	5	5	6	6	7	7	8	8
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H2O	0.0009066	0.0018026	0.5714625	0.5923885	0.0007657	0.0015766	0.0008786	0.0012249
H2S	0.0001781	0.0058345	0.0005784	0.0007874	0.0001366	0.0001914	0.0001463	0.0001470
O2	0.0000017	0.0000231	0.0000056	0.0000000	0.0000017	0.0000151	0.0000023	0.0000245
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO2	0.0000004	0.0000000	0.0000014	0.0000000	0.0000003	0.0000000	0.0000003	0.0000000
CO2	0.0000087	0.0001759	0.0000282	0.0000656	0.0000074	0.0000151	0.0000089	0.0000122
N2	0.0000197	0.0003374	0.0000640	0.0010499	0.0000215	0.0005037	0.0000308	0.0006492
H2	0.0000649	0.0002769	0.0002107	0.0003937	0.0000773	0.0001410	0.0001143	0.0001592
Methane	0.0001444	0.0017160	0.0004691	0.0005906	0.0001387	0.0001763	0.0001730	0.0001592
Ethane	0.0001604	0.0042367	0.0005210	0.0007218	0.0001281	0.0002015	0.0001394	0.0001837
Ethylene	0.0001227	0.0028033	0.0003987	0.0006562	0.0001022	0.0001914	0.0001146	0.0001837
Propane	0.0001159	0.0003144	0.0003766	0.0005249	0.0000811	0.0001259	0.0000810	0.0001102
Propene	0.0010143	0.0037032	0.0032949	0.0046588	0.0007195	0.0011082	0.0007213	0.0009187
i-Butane	0.0001579	0.0003086	0.0005129	0.0007874	0.0001008	0.0001662	0.0000961	0.0001225
n-Butane	0.0001987	0.0004701	0.0006454	0.0009186	0.0001217	0.0001864	0.0001122	0.0001470
Butenes	0.0019271	0.0045626	0.0062602	0.0088583	0.0011908	0.0018536	0.0010964	0.0013842
C5 Plus	0.9949783	0.9734347	0.4151702	0.3875984	0.9964065	0.9935475	0.9962845	0.9945735
Fracción Vapor	0	0	1	1	0	0	0	0
Temperatura (F)	285	285	445	441	425	425	465	465
Presión (psig)	13.60	13.60	13.50	14.70	14.29	14.40	58.10	58.10
Flujo Másico (lb/hr)	623,926.00	623,926.00	11,695.00	10,767.00	465,597.98	476,118.00	267,658.00	267,658.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	44,603.35		888.50		31,610.33	31,638.00	17,312.81	16,955.00
Flujo Gas (MMSCFD)			1.47	1.39				

	9	9	10	10	11	11	12	12
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H2O	0.0008786	0.0012652	1.0000000	1.0000000	0.1749042	0.1808334	0.0424221	0.0425539
H2S	0.0001463	0.0001054	0.0000000	0.0000000	0.0189360	0.0228023	0.0367966	0.0457086
O2	0.0000023	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0006525	0.0006837	0.0013127	0.0014191
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000062	0.0000064	0.0000124	0.0000133
SO2	0.0000003	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000283	0.0000304	0.0000476	0.0000533
CO2	0.0000089	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0018504	0.0020061	0.0036857	0.0041241
N2	0.0000308	0.0006326	0.0000000	0.0000000	0.0112020	0.0116333	0.0225709	0.0241785
H2	0.0001143	0.0001054	0.0000000	0.0000000	0.0467361	0.0485554	0.0942355	0.1009647
Methane	0.0001730	0.0002109	0.0000000	0.0000000	0.0443531	0.0459969	0.0890879	0.0952316
Ethane	0.0001394	0.0002109	0.0000000	0.0000000	0.0228937	0.0237549	0.0450644	0.0480972
Ethylene	0.0001146	0.0002109	0.0000000	0.0000000	0.0210381	0.0218273	0.0417481	0.0445793
Propane	0.0000810	0.0001054	0.0000000	0.0000000	0.0096957	0.0100979	0.0179997	0.0192082
Propene	0.0007213	0.0009489	0.0000000	0.0000000	0.0902151	0.0936588	0.1692982	0.1801195
i-Butane	0.0000961	0.0001054	0.0000000	0.0000000	0.0092748	0.0096048	0.0154908	0.0164199
n-Butane	0.0001122	0.0001054	0.0000000	0.0000000	0.0102636	0.0106455	0.0159571	0.0168030
Butenes	0.0010964	0.0013706	0.0000000	0.0000000	0.1029838	0.1075032	0.1634704	0.1708119
C5 Plus	0.9962845	0.9946231	0.0000000	0.0000000	0.4349664	0.4103598	0.2408000	0.1897136
Fracción Vapor	0	0	0	0	1	1	1	1
Temperatura (F)	465	465	100	100	216	224	100	100
Presión (psig)	58.10	58.10	178.00	178.00	11.50	11.50	7.50	7.50
Flujo Másico (lb/hr)	31,100.00	31,100.00	28,295.00	28,295.00	358,575.91	352,937.00	136,968.92	126,986.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	2,011.63	1,970.00	1,941.35		36,051.23		16,378.08	
Flujo Gas (MMSCFD)					58.98	56.88	29.23	27.34

	13	13	14	14	15	15	16	16
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H2O	0.0008202	0.0012795	0.9999296	1.0000000	0.0015082	0.0023942	0.0015082	0.0023940
H2S	0.0019157	0.0023202	0.0000662	0.0000000	0.0003083	0.0003783	0.0003083	0.0003702
O2	0.0000054	0.0000085	0.0000000	0.0000000	0.0000023	0.0000015	0.0000023	0.0000000
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO2	0.0000115	0.0000171	0.0000016	0.0000000	0.0000010	0.0000015	0.0000010	0.0000000
CO2	0.0000650	0.0000682	0.0000021	0.0000000	0.0000140	0.0000138	0.0000140	0.0000247
N2	0.0000423	0.0000341	0.0000004	0.0000000	0.0000242	0.0000200	0.0000242	0.0000247
H2	0.0000824	0.0000853	0.0000002	0.0000000	0.0000693	0.0000630	0.0000693	0.0000740
Methane	0.0005628	0.0006312	0.0000000	0.0000000	0.0002016	0.0002061	0.0002016	0.0001974
Ethane	0.0015905	0.0017743	0.0000000	0.0000000	0.0002832	0.0002999	0.0002832	0.0002962
Ethylene	0.0009864	0.0011175	0.0000000	0.0000000	0.0002050	0.0002168	0.0002050	0.0002221
Propane	0.0022075	0.0024055	0.0000000	0.0000000	0.0002472	0.0002599	0.0002472	0.0002715
Propene	0.0179729	0.0197303	0.0000000	0.0000000	0.0020975	0.0022297	0.0020975	0.0022459
i-Butane	0.0045531	0.0047684	0.0000000	0.0000000	0.0003902	0.0003983	0.0003902	0.0003949
n-Butane	0.0067134	0.0071483	0.0000000	0.0000000	0.0005150	0.0005367	0.0005150	0.0005430
Butenes	0.0626133	0.0706810	0.0000000	0.0000000	0.0048711	0.0053452	0.0048711	0.0053556
C5 Plus	0.8998577	0.8879307	0.0000000	0.0000000	0.9892617	0.9876351	0.9892617	0.9875858
Fracción Vapor	0	0	0	0	0	0	0	0
Temperatura (F)	101	100	100	100	306	305	306	305
Presión (psig)	250.00	250.00	71.10	71.10	12.20	12.20	12.20	13.00
Flujo Másico (lb/hr)	102,178.47	108,584.00	46,220.49	46,289.00	877,551.89	915,218.00	52,843.55	57,020.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	9,252.16	10,044.00	3,171.34		72,963.80	73,338.00	4,393.66	4,569.00
Flujo Gas (MMSCFD)								

	17	17 *	18	18	19	19	20	20
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H2O	0.5302317		0.0087238	0.0125433	0.0009050	0.0018026	0.0009050	0.0017461
H2S	0.0012090		0.0000000	0.0000000	0.0001778	0.0058345	0.0001778	0.0002173
O2	0.0000089		0.0000000	0.0000000	0.0000017	0.0000231	0.0000017	0.0000078
CO	0.0000001		0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO2	0.0000038		0.0000000	0.0000000	0.0000004	0.0000000	0.0000004	0.0000000
CO2	0.0000550		0.0000000	0.0000000	0.0000087	0.0001759	0.0000087	0.0000155
N2	0.0000951		0.0000000	0.0000000	0.0000197	0.0003374	0.0000197	0.0002949
H2	0.0002718		0.0000000	0.0000000	0.0000648	0.0002769	0.0000648	0.0001009
Methane	0.0007908		0.0000000	0.0000000	0.0001442	0.0017160	0.0001442	0.0001707
Ethane	0.0011108		0.0000000	0.0000000	0.0001602	0.0042367	0.0001602	0.0002018
Ethylene	0.0008041		0.0000000	0.0000000	0.0001225	0.0028033	0.0001225	0.0001785
Propane	0.0009694		0.0000000	0.0000000	0.0001158	0.0003144	0.0001158	0.0001475
Propene	0.0082259		0.0000001	0.0000000	0.0010127	0.0037032	0.0010127	0.0012883
i-Butane	0.0015294		0.0000003	0.0000000	0.0001576	0.0003086	0.0001576	0.0002173
n-Butane	0.0020163		0.0000010	0.0000000	0.0001984	0.0004701	0.0001984	0.0002483
Butenes	0.0190769		0.0000077	0.0001352	0.0019242	0.0045626	0.0019242	0.0024601
C5 Plus	0.4336011		0.9912670	0.9873216	0.9949863	0.9734347	0.9949863	0.9927050
Fracción Vapor	1		0	0	0	0	0	0
Temperatura (F)	301	301	100	100	450	443	451	445
Presión (psig)	12.00	13.00	71.10	71.10	13.59	13.60	130.00	130.00
Flujo Másico (lb/hr)	6,074.74	5,796.00	47,768.81	52,844.00	623,922.84	623,926.00	237,636.00	237,636.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	509.98		3,952.29	4,200.00	44,621.10		16,995.02	17,240.00
Flujo Gas (MMSCFD)	0.91							

* No se cuenta con los datos de diseño.

	21	21	22	22	23	23	24	24
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H2O	0.0009050	0.0017457	0.0009050	0.0017430	0.0009037	0.0018026	0.0008958	0.0003360
H2S	0.0001778	0.0002182	0.0001778	0.0002171	0.0001775	0.0058345	0.0001755	0.0346395
O2	0.0000017	0.0000097	0.0000017	0.0000062	0.0000017	0.0000231	0.0000017	0.0000884
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO2	0.0000004	0.0000000	0.0000004	0.0000000	0.0000004	0.0000000	0.0000004	0.0000000
CO2	0.0000087	0.0000145	0.0000087	0.0000186	0.0000087	0.0001759	0.0000086	0.0009902
N2	0.0000197	0.0002958	0.0000197	0.0002977	0.0000197	0.0003374	0.0000196	0.0005481
H2	0.0000648	0.0001018	0.0000648	0.0000930	0.0000647	0.0002769	0.0000646	0.0011670
Methane	0.0001442	0.0001697	0.0001442	0.0001675	0.0001440	0.0017160	0.0001431	0.0096545
Ethane	0.0001602	0.0001988	0.0001602	0.0001985	0.0001599	0.0042367	0.0001581	0.0249496
Ethylene	0.0001225	0.0001794	0.0001225	0.0001799	0.0001223	0.0028033	0.0001211	0.0162500
Propane	0.0001158	0.0001503	0.0001158	0.0001489	0.0001155	0.0003144	0.0001138	0.0011493
Propene	0.0010127	0.0012899	0.0010127	0.0012902	0.0010104	0.0037032	0.0009965	0.0160908
i-Butane	0.0001576	0.0002134	0.0001576	0.0002109	0.0001572	0.0003086	0.0001545	0.0007957
n-Butane	0.0001984	0.0002522	0.0001984	0.0002481	0.0001978	0.0004701	0.0001943	0.0015914
Butenes	0.0019242	0.0024586	0.0019242	0.0024564	0.0019187	0.0045626	0.0018853	0.0153658
C5 Plus	0.9949863	0.9927019	0.9949863	0.9927239	0.9949978	0.9734347	0.9950671	0.8763836
Fracción Vapor	0	0	0	0	0	0	0	0
Temperatura (F)	451	445	310	310	285	285	118	118
Presión (psig)	130.00	130.00	109.03	100.00	13.60	13.60	13.60	13.60
Flujo Másico (lb/hr)	386,286.84	380,306.00	297,314.00	297,314.00	623,926.00	623,926.00	88,976.00	88,976.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	27,626.08	27,591.00	21,263.01	21,570.00	44,602.87		6,344.84	
Flujo Gas (MMSCFD)								

	25 Simulación	25 Diseño	26 Simulación	26 Diseño	27 Simulación	27 Diseño	28 Simulación	28 Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H2O	0.0009050	0.0017554	0.0009050	0.0017438	0.5714629	0.5923885	0.0063305	0.0102337
H2S	0.0001778	0.0002222	0.0001778	0.0002180	0.0005784	0.0007874	0.0000000	0.0000000
O2	0.0000017	0.0000000	0.0000017	0.0000000	0.0000056	0.0000000	0.0000000	0.0000000
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO2	0.0000004	0.0000000	0.0000004	0.0000000	0.0000014	0.0000000	0.0000000	0.0000000
CO2	0.0000087	0.0000222	0.0000087	0.0000182	0.0000282	0.0000656	0.0000000	0.0000000
N2	0.0000197	0.0002889	0.0000197	0.0002906	0.0000640	0.0010499	0.0000000	0.0000000
H2	0.0000648	0.0001111	0.0000648	0.0001090	0.0002107	0.0003937	0.0000000	0.0000000
Methane	0.0001442	0.0001778	0.0001442	0.0001635	0.0004691	0.0005906	0.0000000	0.0000000
Ethane	0.0001602	0.0002000	0.0001602	0.0001998	0.0005211	0.0007218	0.0000000	0.0000000
Ethylene	0.0001225	0.0001778	0.0001225	0.0001816	0.0003987	0.0006562	0.0000000	0.0000000
Propane	0.0001158	0.0001555	0.0001158	0.0001453	0.0003767	0.0005249	0.0000000	0.0000000
Propene	0.0010127	0.0012888	0.0010127	0.0012897	0.0032951	0.0046588	0.0000000	0.0000000
i-Butane	0.0001576	0.0002222	0.0001576	0.0002180	0.0005129	0.0007874	0.0000000	0.0000000
n-Butane	0.0001984	0.0002444	0.0001984	0.0002543	0.0006455	0.0009186	0.0000000	0.0000000
Butenes	0.0019242	0.0024664	0.0019242	0.0024522	0.0062607	0.0088583	0.0000000	0.0000000
C5 Plus	0.9949863	0.9926673	0.9949863	0.9927161	0.4151688	0.3875984	0.9936694	0.9897663
Fracción Vapor	0	0	0	0	1	1	0	0
Temperatura (F)	310	310	450	445	445	441	421	424
Presión (psig)	100.00	100.00	13.59	14.70	13.50	14.70	15.20	15.20
Flujo Másico (lb/hr)	88,972.84	82,992.00	92,461.53	101,529.00	11,694.81	10,767.00	82,466.72	92,462.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	6,363.07	6,021.00	6,612.57	7,366.00	888.49		5,840.72	5,650.00
Flujo Gas (MMSCFD)					1.47	1.39		

	29	29 *	30	30	31	31	32	32
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H2O	0.0063305		0.0063305	0.0102507	0.0007640	0.0015766	0.0008786	0.0012275
H2S	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001363	0.0001914	0.0001463	0.0001497
O2	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000017	0.0000151	0.0000023	0.0000200
CO	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO2	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000003	0.0000000	0.0000003	0.0000000
CO2	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000074	0.0000151	0.0000089	0.0000200
N2	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000215	0.0005037	0.0000308	0.0006487
H2	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000772	0.0001410	0.0001143	0.0001597
Methane	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001385	0.0001763	0.0001730	0.0001697
Ethane	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001278	0.0002015	0.0001394	0.0001896
Ethylene	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001020	0.0001914	0.0001146	0.0001896
Propane	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0000809	0.0001259	0.0000810	0.0001098
Propene	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0007175	0.0011082	0.0007213	0.0009182
i-Butane	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001005	0.0001662	0.0000961	0.0001297
n-Butane	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0001213	0.0001864	0.0001122	0.0001397
Butenes	0.0000000		0.0000000	0.0000000	0.0011872	0.0018536	0.0010964	0.0013872
C5 Plus	0.9936694		0.9936694	0.9897493	0.9964161	0.9935475	0.9962845	0.9945410
Fracción Vapor	0		0	0	0	0	0	0
Temperatura (F)	120		120	120	589	574	681	680
Presión (psig)	71.10		71.10	71.10	14.29	14.40	15.10	15.10
Flujo Másico (lb/hr)	3,894.72		78,572.00	78,572.00	465,601.17	476,118.00	342,299.14	328,515.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	275.84		5,564.88	5,651.00	31,609.73	31,638.00	22,140.73	20,810.00
Flujo Gas (MMSCFD)								

* No se cuenta con los datos de diseño.

	33	33	34	34	35	35
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño
Componentes	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol	Fracción Mol
H2O	0.0008786	0.0012123	0.0008786	0.0012249	0.0008786	0.0012652
H2S	0.0001463	0.0001102	0.0001463	0.0001470	0.0001463	0.0001054
O2	0.0000023	0.0000000	0.0000023	0.0000245	0.0000023	0.0000000
CO	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
SO2	0.0000003	0.0000000	0.0000003	0.0000000	0.0000003	0.0000000
CO2	0.0000089	0.0000000	0.0000089	0.0000122	0.0000089	0.0000000
N2	0.0000308	0.0005510	0.0000308	0.0006492	0.0000308	0.0006326
H2	0.0001143	0.0001102	0.0001143	0.0001592	0.0001143	0.0001054
Methane	0.0001730	0.0001102	0.0001730	0.0001592	0.0001730	0.0002109
Ethane	0.0001394	0.0002204	0.0001394	0.0001837	0.0001394	0.0002109
Ethylene	0.0001146	0.0002204	0.0001146	0.0001837	0.0001146	0.0002109
Propane	0.0000810	0.0001102	0.0000810	0.0001102	0.0000810	0.0001054
Propene	0.0007213	0.0008816	0.0007213	0.0009187	0.0007213	0.0009489
i-Butane	0.0000961	0.0001102	0.0000961	0.0001225	0.0000961	0.0001054
n-Butane	0.0001122	0.0001102	0.0001122	0.0001470	0.0001122	0.0001054
Butenes	0.0010964	0.0014327	0.0010964	0.0013842	0.0010964	0.0013706
C5 Plus	0.9962845	0.9948204	0.9962845	0.9945735	0.9962845	0.9946231
Fracción Vapor	0	0	0	0	0	0
Temperatura (F)	180	180	465	465	465	465
Presión (psig)	71.10	71.10	58.10	58.10	58.10	58.10
Flujo Másico (lb/hr)	43,541.14	29,757.00	267,658.00	267,658.00	31,100.00	31,100.00
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	2,816.35	1,885.00	17,312.76	16,955.00	2,011.62	1,970.00
Flujo Gas (MMSCFD)						

	1 % Error	2 % Error	3 % Error	4 % Error	5 % Error	6 % Error	7 % Error	8 % Error	9 % Error	10 % Error	11 % Error	12 % Error
Temperatura (F)	0.00%	0.08%	0.00%		0.16%	0.95%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	3.72%	0.05%
Presión (psig)	0.00%	0.00%	0.00%	7.69%	0.00%	8.16%	0.78%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Flujo Másico (lb/hr)	5.51%	2.14%	4.14%	4.82%	0.00%	8.62%	2.21%	0.00%	0.00%	0.00%	1.60%	7.86%
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)		0.01%	0.52%				0.09%	2.11%	2.11%			
Flujo Gas (MMSCFD)	0.04%					5.42%					3.70%	6.93%

	13 % Error	14 % Error	15 % Error	16 % Error	17 % Error	18 % Error	19 % Error	20 % Error	21 % Error	22 % Error	23 % Error	24 % Error
Temperatura (F)	1.49%	0.13%	0.46%	0.46%	0.16%	0.00%	1.59%	1.26%	1.26%	0.00%	0.16%	0.00%
Presión (psig)	0.00%	0.00%	0.03%	6.18%	7.69%	0.00%	0.07%	0.00%	0.00%	9.03%	0.00%	0.00%
Flujo Másico (lb/hr)	5.90%	0.15%	4.12%	7.32%	4.81%	9.60%	0.00%	0.00%	1.57%	0.00%	0.00%	0.00%
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	7.88%		0.51%	3.84%		5.90%		1.42%	0.13%	1.42%		
Flujo Gas (MMSCFD)												

	25 % Error	26 % Error	27 % Error	28 % Error	29 % Error	30 % Error	31 % Error	32 % Error	33 % Error	34 % Error	35 % Error
Temperatura (F)	0.00%	1.14%	0.95%	0.82%		0.00%	2.63%	0.14%	0.03%	0.00%	0.00%
Presión (psig)	0.00%	7.55%	8.16%	0.00%		0.00%	0.78%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Flujo Másico (lb/hr)	7.21%	8.93%	8.62%	10.81%		0.00%	2.21%	4.20%	46.32%	0.00%	0.00%
Flujo Volumétrico Líquido (BPSD)	5.68%	10.23%		3.38%		1.52%	0.09%	6.39%	49.41%	2.11%	2.11%
Flujo Gas (MMSCFD)			5.42%								

ANEXO D

La corriente de alimentación a la Torre Fraccionadora Principal se define caracterizando los productos de la Unidad FCC, esto a partir de datos de curvas de destilación.

Las mezclas que se caracterizaron fueron:


Aceite Cíclico Ligero


Gasolina Debutanizada


Residuo (Aceite Decantado)


Para caracterizar estas mezclas en HYSYS, como primer paso se crea un ensayo para cada una, en el cual se especifican los datos de % de destilado y temperatura, ya sea para D86, D1160 o TBP. Como siguiente paso se crea la mezcla de cada una de ellas y se instala en la corriente deseada. Una vez caracterizadas se mezclan con la corriente de ligeros, formando así la alimentación a la Torre Fraccionadora Principal.


A continuación se muestran las corridas del simulador HYSYS para realizar las caracterizaciones. Se muestran los datos que se alimentaron al simulador para crear los ensayos, los resultados de estos cálculos y finalmente los datos del cálculo de cada una de las mezclas.


1	 UNAM LSyOP		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CO					
2			Unit Set: NewUser					
3			Date/Time: Mon Aug 14 16:21:39 2006					
4								
5								
6	Assay: Gasolina							
7	INPUT DATA							
8	Data Type: ASTM D86							
9	Assay Basis: Liquid Volume							
10	Light Ends Status : Ignore							
11	Bulk Properties: Used							
12	Molecular Weight	---	Viscosity1 Temperature (F)	100.0 *				
13	Mass Density (kg/m3)	769.0 *	Viscosity1 (cP)	---				
14	Watson Uopk	---	Viscosity2 Temperature (F)	210.0 *				
15			Viscosity2 (cP)	---				
16	Distillation Table							
17	Assay Percent		Temperature (F)					
18	0 *		95.00 *					
19	10 *		123.8 *					
20	30 *		165.2 *					
21	50 *		222.8 *					
22	70 *		294.8 *					
23	90 *		366.8 *					
24	100 *		410.0 *					
25	Input Data Status							
26	Molecular Weight : Not Used	Density : Not Used	Viscosity : Not Used					
27	CALCULATION DEFAULTS							
28	Conversion Methods							
29	D86-TBP Interconversion:	API 1974	D2887-TBP Conversion:	API 1987				
30	Corrections for Raw Lab Data							
31	Apply ASTM D86 API Cracking Correction: No	Apply Lab Barometric Pressure Correction: No	Lab Barometric Pressure: 14.70 psia					
32	Extrapolation Methods							
33	Distillation: Probability	Molecular Weight: Least Squares						
34	Density: Least Squares	Viscosity 1: Least Squares	Viscosity 2: Least Squares					
35	WORKING CURVES							
36	Point #	Moles	Cum. Moles	NBP	MWT	Mass Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
37	51	0	0.0000	18.15 F	53.50	686.6	0.1412	8.667e-002
38	52	1	2.000e-002	24.34 F	54.52	689.5	0.1455	8.973e-002
39	53	2	2.000e-002	36.64 F	56.61	695.3	0.2825	0.1405
40	54	3	2.000e-002	48.23 F	58.62	700.7	0.2980	0.1496
41	55	4	2.000e-002	58.58 F	60.46	705.4	0.3113	0.1576
42	56	5	2.000e-002	67.76 F	62.14	709.6	0.3227	0.1645
43	57	6	2.000e-002	76.21 F	63.71	713.3	0.3328	0.1708
44	58	7	2.000e-002	84.08 F	65.20	716.8	0.3418	0.1765
45	59	8	2.000e-002	91.41 F	66.61	720.0	0.3500	0.1818
46	60	9	2.000e-002	98.32 F	68.01	723.0	0.3559	0.1861
47	61	10	2.000e-002	104.9 F	69.54	725.8	0.3565	0.1882
48	62	11	2.000e-002	111.2 F	71.01	728.5	0.3569	0.1902
49	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 1 of 2		


1	 UNAM LSyOP				Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-COM			
2					Unit Set: NewUser			
3					Date/Time: Mon Aug 14 16:21:39 2006			
4								
5								
6	Assay: Gasolina (continued)							
7	WORKING CURVES							
8								
9								
10								
11	Point #	Moles	Cum. Moles	NBP	MWT	Mass Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
12								
13	12	2.000e-002	0.2400	117.3 F	72.46	731.1	0.3573	0.1921
14	13	2.000e-002	0.2600	123.3 F	73.89	733.6	0.3483	0.1904
15	14	2.000e-002	0.2800	129.3 F	75.35	736.2	0.3388	0.1884
16	15	2.000e-002	0.3000	135.4 F	76.84	738.7	0.3307	0.1868
17	16	2.000e-002	0.3200	142.1 F	78.48	741.5	0.3236	0.1857
18	17	2.000e-002	0.3400	149.5 F	80.29	744.5	0.3175	0.1910
19	18	2.000e-002	0.3600	156.9 F	82.17	747.5	0.3263	0.1959
20	19	2.000e-002	0.3800	164.6 F	84.12	750.6	0.3361	0.2012
21	20	2.000e-002	0.4000	172.4 F	86.12	753.7	0.3467	0.2069
22	21	2.000e-002	0.4200	180.2 F	88.13	756.8	0.3580	0.2129
23	22	2.000e-002	0.4400	187.9 F	90.15	759.8	0.3699	0.2191
24	23	2.000e-002	0.4600	195.7 F	92.29	762.9	0.3826	0.2257
25	24	2.000e-002	0.4800	203.7 F	94.51	765.9	0.3963	0.2327
26	25	2.000e-002	0.5000	211.7 F	96.80	769.0	0.4109	0.2402
27	26	2.000e-002	0.5200	220.0 F	99.20	772.1	0.4268	0.2482
28	27	2.000e-002	0.5400	228.5 F	101.7	775.4	0.4440	0.2568
29	28	2.000e-002	0.5600	237.1 F	104.3	778.6	0.4624	0.2659
30	29	2.000e-002	0.5800	245.8 F	106.9	781.8	0.4819	0.2754
31	30	2.000e-002	0.6000	254.5 F	109.4	785.0	0.5024	0.2854
32	31	2.000e-002	0.6200	263.3 F	111.9	788.2	0.5240	0.2959
33	32	2.000e-002	0.6400	272.0 F	114.5	791.4	0.5467	0.3067
34	33	2.000e-002	0.6600	280.7 F	117.1	794.5	0.5702	0.3179
35	34	2.000e-002	0.6800	289.3 F	119.7	797.6	0.5947	0.3295
36	35	2.000e-002	0.7000	297.9 F	122.3	800.6	0.6199	0.3413
37	36	2.000e-002	0.7200	306.1 F	124.9	803.5	0.6452	0.3531
38	37	2.000e-002	0.7400	314.0 F	127.4	806.2	0.6705	0.3648
39	38	2.000e-002	0.7600	321.9 F	130.0	808.9	0.6965	0.3768
40	39	2.000e-002	0.7800	329.7 F	132.6	811.6	0.7233	0.3891
41	40	2.000e-002	0.8000	337.5 F	135.2	814.3	0.7511	0.4018
42	41	2.000e-002	0.8200	345.5 F	137.9	817.0	0.7803	0.4151
43	42	2.000e-002	0.8400	353.6 F	140.6	819.8	0.8206	0.4303
44	43	2.000e-002	0.8600	361.9 F	143.5	822.5	0.8651	0.4465
45	44	2.000e-002	0.8800	370.3 F	146.5	825.3	0.9136	0.4639
46	45	2.000e-002	0.9000	378.8 F	149.6	828.1	0.9666	0.4824
47	46	2.000e-002	0.9200	387.6 F	152.8	831.0	1.025	0.5024
48	47	2.000e-002	0.9400	396.7 F	156.2	834.0	1.092	0.5289
49	48	2.000e-002	0.9600	406.0 F	159.7	837.0	1.164	0.5524
50	49	2.000e-002	0.9800	415.6 F	163.4	840.1	1.244	0.5780
51	50	2.000e-002	1.000	425.5 F	167.3	843.2	1.334	0.6060
52	CORRELATIONS: Default Set							
53	Low Temp (F)		High Temp (F)		Molecular Weight		Specific Gravity	
54	-459.7		2192		Two critical property correlation 1993		Constant Watson K	
55	USER CURVES							
56	USER CURVES							
57	USER CURVES							
58	User Property	Table Type	Bulk Value	Extrap Method	Apply To			
59								
60								
61	User Property :							
62	Assay Percent				Value			
63	Hyprotech Ltd.				HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 2 of 2	


1	 UNAM LSyOP		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CO					
2			Unit Set: NewUser					
3			Date/Time: Mon Aug 14 16:31:39 2006					
4								
5								
6	Assay: ACL							
7								
8								
9	INPUT DATA							
10								
11	Data Type: ASTM D86							
12								
13	Assay Basis:	Liquid Volume						
14	Light Ends Status : Ignore							
15								
16	Bulk Properties: Used							
17								
18	Molecular Weight	---	Viscosity1 Temperature (F)	100.0 *				
19	Mass Density (kg/m3)	979.0 *	Viscosity1 (cP)	---				
20	Watson Uopk	---	Viscosity2 Temperature (F)	210.0 *				
21			Viscosity2 (cP)	---				
22	Distillation Table							
23								
24	Assay Percent		Temperature (F)					
25	0 *		318.2 *					
26	10 *		460.4 *					
27	30 *		503.6 *					
28	50 *		532.4 *					
29	70 *		588.4 *					
30	90 *		618.8 *					
31	100 *		653.0 *					
32	Input Data Status							
33								
34	Molecular Weight : Not Used	Density : Not Used	Viscosity : Not Used					
35	CALCULATION DEFAULTS							
36								
37	Conversion Methods							
38								
39	D86-TBP Interconversion:	API 1974	D2887-TBP Conversion:	API 1987				
40	Corrections for Raw Lab Data							
41								
42	Apply ASTM D86 API Cracking Correction:	No	Apply Lab Barometric Pressure Correction:	No				
43			Lab Barometric Pressure:	14.70 psia				
44	Extrapolation Methods							
45	Distillation:	Probability	Molecular Weight:	Least Squares				
46	Density:	Least Squares	Viscosity 1:	Least Squares				
47								
48	WORKING CURVES							
49	Point #	Moles	Cum. Moles	NBP	MWT	Mass Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
50								
51	0	0.0000	0.0000	230.6 F	93.82	869.5	0.5081	0.2937
52	1	1.000e-002	1.000e-002	241.6 F	96.82	874.1	0.5312	0.3067
53	2	1.000e-002	2.000e-002	263.9 F	102.2	883.3	0.5812	0.3349
54	3	1.000e-002	3.000e-002	286.1 F	107.8	892.2	0.6355	0.3653
55	4	1.000e-002	4.000e-002	308.0 F	113.4	900.9	0.6928	0.3974
56	5	1.000e-002	5.000e-002	329.4 F	119.1	909.2	0.7515	0.4306
57	6	1.000e-002	6.000e-002	350.2 F	124.8	917.1	0.8203	0.4657
58	7	1.000e-002	7.000e-002	370.0 F	130.4	924.5	0.9374	0.5079
59	8	1.000e-002	8.000e-002	388.3 F	135.8	931.2	1.067	0.5518
60	9	1.000e-002	9.000e-002	404.8 F	140.8	937.2	1.204	0.5959
61	10	1.000e-002	1.000e-001	419.3 F	145.3	942.4	1.344	0.6395
62	11	2.500e-002	0.1250	429.7 F	148.6	946.1	1.458	0.6717
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 1 of 2		


1	 UNAM LSyOP				Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CC			
2					Unit Set: NewUser			
3					Date/Time: Mon Aug 14 16:31:39 2006			
4								
5	Assay: ACL (continued)							
6	WORKING CURVES							
7	Point #	Moles	Cum. Moles	NBP	MWT	Mass Density (kg/m ³)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
8	12	2.500e-002	0.1500	438.2 F	151.4	949.2	1.581	0.7007
9	13	2.500e-002	0.1750	446.7 F	154.2	952.2	1.675	0.7314
10	14	2.500e-002	0.2000	455.3 F	157.0	955.1	1.799	0.7641
11	15	2.500e-002	0.2250	464.0 F	160.0	958.2	1.939	0.7995
12	16	2.500e-002	0.2500	472.9 F	163.0	961.2	2.096	0.8378
13	17	2.500e-002	0.2750	481.7 F	166.0	964.2	2.266	0.8778
14	18	2.500e-002	0.3000	490.1 F	169.0	967.1	2.448	0.9188
15	19	2.500e-002	0.3250	497.5 F	171.6	969.6	2.623	0.9569
16	20	2.500e-002	0.3500	503.8 F	173.9	971.7	2.785	0.9910
17	21	2.500e-002	0.3750	509.8 F	176.1	973.7	2.948	1.024
18	22	2.500e-002	0.4000	515.2 F	178.1	975.5	3.114	1.057
19	23	2.500e-002	0.4250	520.6 F	180.1	977.3	3.288	1.091
20	24	2.500e-002	0.4500	526.0 F	182.1	979.1	3.475	1.126
21	25	2.500e-002	0.4750	531.4 F	184.2	980.9	3.674	1.162
22	26	2.500e-002	0.5000	536.9 F	186.2	982.7	3.889	1.200
23	27	2.500e-002	0.5250	542.5 F	188.4	984.6	4.130	1.241
24	28	2.500e-002	0.5500	548.4 F	190.7	986.5	4.402	1.286
25	29	2.500e-002	0.5750	554.4 F	193.0	988.4	4.705	1.334
26	30	2.500e-002	0.6000	560.6 F	195.4	990.4	5.042	1.386
27	31	2.500e-002	0.6250	566.8 F	197.9	992.5	5.418	1.442
28	32	2.500e-002	0.6500	573.2 F	200.4	994.5	5.838	1.502
29	33	2.500e-002	0.6750	579.8 F	203.0	996.6	6.311	1.566
30	34	2.500e-002	0.7000	586.4 F	205.7	998.7	6.845	1.635
31	35	2.500e-002	0.7250	593.2 F	208.5	1001	7.448	1.710
32	36	2.500e-002	0.7500	600.1 F	211.3	1003	8.131	1.791
33	37	2.500e-002	0.7750	607.2 F	214.2	1005	8.916	1.879
34	38	2.500e-002	0.8000	614.5 F	217.2	1008	9.826	1.976
35	39	2.500e-002	0.8250	622.0 F	220.4	1010	10.89	2.083
36	40	2.500e-002	0.8500	629.8 F	223.6	1012	12.15	2.202
37	41	1.500e-002	0.8650	636.3 F	226.3	1014	13.33	2.307
38	42	1.500e-002	0.8800	641.3 F	228.4	1016	14.33	2.392
39	43	1.500e-002	0.8950	646.4 F	230.5	1017	15.46	2.483
40	44	1.500e-002	0.9100	651.6 F	232.7	1019	16.73	2.582
41	45	1.500e-002	0.9250	656.9 F	235.0	1021	18.16	2.688
42	46	1.500e-002	0.9400	662.4 F	237.3	1022	19.80	2.803
43	47	1.500e-002	0.9550	668.0 F	239.6	1024	21.66	2.928
44	48	1.500e-002	0.9700	673.8 F	242.0	1026	23.80	3.063
45	49	1.500e-002	0.9850	679.7 F	244.4	1028	26.28	3.211
46	50	1.500e-002	1.000	685.8 F	247.0	1029	29.17	3.373
47	CORRELATIONS: Default Set							
48	Low Temp (F)	High Temp (F)		Molecular Weight			Specific Gravity	
49	-459.7	2192		Two critical property correlation 1983			Constant Watson K	
50	USER CURVES							
51	User Property	Table Type	Bulk Value	Extrap Method		Apply To		
52	User Property :							
53	Assay Percent				Value			
54	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 2 of 2		


1	 UNAM LSyOP		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CO					
2			Unit Set: NewUser					
3			Date/Time: Mon Aug 14 16:35:38 2006					
4								
5	Assay: Residuo							
6	INPUT DATA							
7	Data Type: ASTM D1160							
8	Assay Basis: Liquid Volume		ASTM D1160 Distillation Conditions: Vacuum		Vacuum Dist. Pressure: 0.1934 psia *			
9	Light Ends Status : Ignore							
10	Bulk Properties: Used							
11	Molecular Weight	---	Viscosity1 Temperature	(F)	100.0 *			
12	Mass Density (kg/m3)	1075 *	Viscosity1	(cP)	---			
13	Watson Uopk	---	Viscosity2 Temperature	(F)	210.0 *			
14			Viscosity2	(cP)	---			
15	Distillation Table							
16	Assay Percent			Temperature (F)				
17	0 *			505.4 *				
18	10 *			687.2 *				
19	30 *			800.6 *				
20	50 *			854.6 *				
21	70 *			908.6 *				
22	90 *			975.2 *				
23	95 *			1004 *				
24	100 *			1029 *				
25	Input Data Status							
26	Molecular Weight : Not Used		Density : Not Used		Viscosity : Not Used			
27	CALCULATION DEFAULTS							
28	Conversion Methods							
29	D86-TBP Interconversion: API 1974		D2887-TBP Conversion: API 1987					
30	Corrections for Raw Lab Data							
31	Apply ASTM D86 API Cracking Correction: No		Apply Lab Barometric Pressure Correction: No		Lab Barometric Pressure: 14.70 psia			
32	Extrapolation Methods							
33	Distillation: Probability		Molecular Weight: Least Squares					
34	Density: Least Squares		Viscosity 1: Least Squares		Viscosity 2: Least Squares			
35	WORKING CURVES							
36	Point #	Moles	Cum. Moles	NBP	MWT	Mass Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)
37	0	0.0000	0.0000	777.3 F	321.8	985.3	85.34	6.224
38	1	1.000e-002	1.000e-002	791.8 F	330.8	989.1	112.2	7.090
39	2	1.000e-002	2.000e-002	819.1 F	347.4	996.2	194.8	9.170
40	3	1.000e-002	3.000e-002	844.2 F	362.4	1003	338.7	11.80
41	4	1.000e-002	4.000e-002	867.4 F	376.2	1009	588.2	15.10
42	5	1.000e-002	5.000e-002	888.8 F	388.7	1014	1017	19.18
43	6	1.000e-002	6.000e-002	909.1 F	400.6	1019	1772	24.36
44	7	1.000e-002	7.000e-002	928.4 F	411.9	1024	3117	30.94
45	8	1.000e-002	8.000e-002	946.1 F	422.4	1028	5410	38.94
46	9	1.000e-002	9.000e-002	962.1 F	431.9	1032	9171	48.38
47	10	1.000e-002	1.000e-001	976.3 F	440.4	1035	1.500e+004	59.08
48	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)				Page 1 of 3	


1	 UNAM LSyOP						Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CO		
2							Unit Set: NewUser		
3							Date/Time: Mon Aug 14 16:35:38 2006		
4									
5									
6	Assay: Residuo (continued)								
7	WORKING CURVES								
8									
9									
10									
11	Point #	Moles	Cum. Moles	NBP	MWT	Mass Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)	
12									
13	11	2.500e-002	0.1250	993.9 F	451.1	1040	2.857e+004	76.49	
14	12	2.500e-002	0.1500	1008 F	459.7	1043	4.899e+004	94.68	
15	13	2.500e-002	0.1750	1022 F	468.2	1046	8.524e+004	117.6	
16	14	2.500e-002	0.2000	1038 F	478.4	1050	1.685e+005	153.0	
17	15	2.500e-002	0.2250	1054 F	489.2	1054	3.539e+005	203.0	
18	16	2.500e-002	0.2500	1071 F	500.7	1058	7.670e+005	275.8	
19	17	2.500e-002	0.2750	1088 F	512.3	1062	1.258e+006	377.5	
20	18	2.500e-002	0.3000	1104 F	523.7	1065	2.081e+006	516.2	
21	19	2.500e-002	0.3250	1117 F	533.4	1068	3.150e+006	674.7	
22	20	2.500e-002	0.3500	1127 F	541.1	1071	4.428e+006	836.0	
23	21	2.500e-002	0.3750	1136 F	548.1	1073	6.040e+006	1016	
24	22	2.500e-002	0.4000	1145 F	554.4	1074	8.012e+006	1213	
25	23	2.500e-002	0.4250	1152 F	560.6	1076	1.057e+007	1442	
26	24	2.500e-002	0.4500	1160 F	565.6	1078	1.395e+007	1716	
27	25	2.500e-002	0.4750	1167 F	570.3	1079	1.827e+007	2030	
28	26	2.500e-002	0.5000	1174 F	574.9	1081	2.383e+007	2395	
29	27	2.500e-002	0.5250	1181 F	579.4	1083	3.117e+007	2829	
30	28	2.500e-002	0.5500	1188 F	583.9	1084	4.102e+007	3353	
31	29	2.500e-002	0.5750	1195 F	588.4	1086	5.420e+007	3983	
32	30	2.500e-002	0.6000	1202 F	592.9	1087	7.206e+007	4748	
33	31	2.500e-002	0.6250	1209 F	597.5	1089	9.723e+007	5707	
34	32	2.500e-002	0.6500	1216 F	602.2	1090	1.332e+008	6923	
35	33	2.500e-002	0.6750	1224 F	606.9	1092	1.836e+008	8428	
36	34	2.500e-002	0.7000	1231 F	611.6	1093	2.556e+008	1.030e+004	
37	35	2.500e-002	0.7250	1238 F	616.0	1095	3.493e+008	1.246e+004	
38	36	2.500e-002	0.7500	1244 F	620.1	1096	4.709e+008	1.493e+004	
39	37	2.500e-002	0.7750	1251 F	624.4	1098	6.482e+008	1.810e+004	
40	38	2.500e-002	0.8000	1258 F	628.9	1099	9.207e+008	2.236e+004	
41	39	2.500e-002	0.8250	1266 F	634.0	1101	1.378e+009	2.848e+004	
42	40	2.500e-002	0.8500	1275 F	639.8	1103	2.206e+009	3.772e+004	
43	41	1.500e-002	0.8650	1284 F	644.9	1105	3.386e+009	4.866e+004	
44	42	1.500e-002	0.8800	1290 F	649.1	1106	4.841e+009	6.013e+004	
45	43	1.500e-002	0.8950	1297 F	653.5	1108	7.154e+009	7.570e+004	
46	44	1.500e-002	0.9100	1305 F	658.4	1109	1.118e+010	9.839e+004	
47	45	1.500e-002	0.9250	1314 F	663.8	1111	1.856e+010	1.323e+005	
48	46	1.500e-002	0.9400	1323 F	669.2	1113	3.180e+010	1.802e+005	
49	47	1.500e-002	0.9550	1332 F	674.7	1115	5.400e+010	2.455e+005	
50	48	1.500e-002	0.9700	1340 F	680.3	1116	9.131e+010	3.318e+005	
51	49	1.500e-002	0.9850	1348 F	686.0	1118	1.186e+011	3.564e+005	
52	50	1.500e-002	1.000	1356 F	691.8	1120	1.471e+011	3.810e+005	
53	CORRELATIONS: Default Set								
54									
55	Low Temp (F)	High Temp (F)		Molecular Weight			Specific Gravity		
56	-459.7	2192		Two critical property correlation 1983			Constant Watson K		
57	USER CURVES								
58									
59	User Property	Table Type	Bulk Value	Extrap Method	Apply To				
60									
61									
62	User Property :								
63	Hyprotech Ltd.			HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 2 of 3		


1	 UNAM LSyOP		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CO			
2			Unit Set: NewUser			
3			Date/Time: Mon Aug 14 16:39:11 2006			
4						
5						
6	Blend: Gasolina					
7						
8	DATA					
9						
10	Oil Flow Information					
11						
12	Oil		Flow Units		Oil Flow Rate	
13	Gasolina		Liquid Vol		17679.87 barrel/day *	
14						
15	Cut Ranges: Auto Cut					
16						
17	Bulk Data					
18						
19	Molecular Weight:	---	Mass Density:	---	Watson Uopk:	---
20	Viscosity 1 Temp:	100.00 F *	Viscosity 1:	---	Viscosity 2 Temp:	210.00 F *
21						
22	CORRELATIONS					
23						
24	Default Set					
25	Low End T	High End T	Tc	Pc	W	Cp
26	(F)	(F)				
27	-459.67	2192.00	Lee_Kesler	Lee_Kesler	Lee_Kesler	Lee_Kesler
28						
29	TABLES					
30						
31	Component Properties: Gasolina					
32	Comp Name	NBP	Mol Wt.	Density	Viscosity 1	Viscosity 2
33		(F)		(kg/m3)	(cP)	(cP)
34	NBP_31	31.25	54.64	689.85	0.15123	9.3088e-002
35	NBP_58	57.78	59.42	702.77	0.30381	0.15307
36	NBP_83	83.31	64.32	714.78	0.33652	0.17314
37	NBP_109	108.81	69.73	726.19	0.35656	0.18848
38	NBP_133	133.33	75.59	736.59	0.33741	0.18808
39	NBP_160	159.85	81.91	747.07	0.32501	0.19516
40	NBP_186	185.57	88.54	757.40	0.38025	0.21407
41	NBP_211	211.13	95.50	767.26	0.40245	0.23588
42	NBP_237	237.09	103.01	776.98	0.45305	0.26126
43	NBP_263	262.94	110.57	786.51	0.51231	0.29022
44	NBP_289	288.83	118.27	795.88	0.58095	0.32299
45	NBP_315	314.59	126.40	805.08	0.65965	0.35980
46	NBP_340	340.07	134.72	813.86	0.74604	0.39951
47	NBP_366	365.80	143.46	822.46	0.86384	0.44606
48	NBP_392	391.51	152.61	830.86	1.0208	0.50092
49	NBP_417	417.32	162.23	839.09	1.2172	0.56960
50	Comp Name	Critical Temp	Critical Press	Accentric Fac.	Watson K	
51		(F)	(psia)			
52	NBP_31	341.04	615.39	0.10157	11.412	
53	NBP_58	369.82	588.98	0.13918	11.401	
54	NBP_83	398.17	566.08	0.17195	11.391	
55	NBP_109	426.83	553.07	0.20585	11.385	
56	NBP_133	455.33	545.71	0.23524	11.383	
57	NBP_160	486.50	534.83	0.26128	11.387	
58	NBP_186	517.32	520.46	0.28276	11.386	
59	NBP_211	546.47	498.14	0.30363	11.386	
60	NBP_237	575.31	475.29	0.32596	11.387	
61	NBP_263	603.53	453.98	0.34904	11.386	
62	NBP_289	631.33	433.93	0.37292	11.385	
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 1 of 6


1	 UNAM LSyOP					Case Name:	C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA.COM				
2						Unit Set:	NewUser				
3						Date/Time:	Mon Aug 14 16:39:11 2006				
4											
5											
6	Blend: Gasolina (continued)										
7											
8											
9	TABLES										
10											
11	Component Properties: Gasolina										
12											
13	Comp Name	Critical Temp (F)	Critical Press (psia)	Accentric Fac.	Watson K						
14											
15	NBP_315	658.59	415.24	0.39735	11.383						
16	NBP_340	685.10	397.59	0.42231	11.382						
17	NBP_366	711.45	380.63	0.44821	11.383						
18	NBP_382	737.42	364.55	0.47474	11.383						
19	NBP_417	763.15	349.22	0.50198	11.385						
20	Component Breakdown: Gasolina										
21											
22	Comp Name	Liquid Vol %	LiqVol % Cum	Vol Flow (barrel/day)	Mass Flow (lb/hr)	Molar Flow (lbmole/hr)					
23											
24	NBP_31	4.2334	4.2334	748.45	7540.5	138.01					
25	NBP_58	5.2091	9.4424	920.96	9452.3	159.07					
26	NBP_83	6.7129	16.1553	1186.8	12389	192.62					
27	NBP_109	8.1572	24.3125	1442.2	15295	219.36					
28	NBP_133	8.0239	32.3364	1418.6	15261	201.88					
29	NBP_160	6.7446	39.0810	1192.4	13010	158.84					
30	NBP_186	6.8257	45.7067	1171.4	12957	146.34					
31	NBP_211	6.3110	52.0177	1115.8	12503	130.91					
32	NBP_237	5.9601	57.9778	1053.7	11957	116.09					
33	NBP_263	5.8969	63.8747	1042.6	11975	108.30					
34	NBP_289	6.0210	69.8957	1064.5	12373	104.62					
35	NBP_315	6.5067	76.4024	1150.4	13526	107.01					
36	NBP_340	6.4766	82.8790	1145.1	13610	101.03					
37	NBP_366	6.1308	89.0099	1083.9	13020	90.753					
38	NBP_382	5.7103	94.7201	1009.6	12250	80.271					
39	NBP_417	5.2799	100.0000	933.47	11439	70.513					
40			Total :	17680	1.9656e+005	2125.6					
41	Molar Compositions										
42											
43		Gasolina									
44	H2S	0.0000									
45	Oxygen	0.0000									
46	CO	0.0000									
47	SO2	0.0000									
48	CO2	0.0000									
49	Nitrogen	0.0000									
50	Hydrogen	0.0000									
51	Methane	0.0000									
52	Ethane	0.0000									
53	Ethylene	0.0000									
54	Propane	0.0000									
55	Propene	0.0000									
56	i-Butane	0.0000									
57	n-Butane	0.0000									
58	1-Butene	0.0000									
59	i-Butene	0.0000									
60	tr2-Butene	0.0000									
61	cis2-Butene	0.0000									
62	H2O	0.0000									
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 2 of 6						


1	 UNAM LSyOP			Case Name:	C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CO		
2				Unit Set:	NewUser		
3				Date/Time:	Mon Aug 14 16:39:11 2006		
4							
5							
6	Blend: Gasolina (continued)						
7	TABLES						
8	Molar Compositions						
9							
10							
11							
12							
13		Gasolina					
14	NBP_31	0.0649					
15	NBP_58	0.0748					
16	NBP_83	0.0906					
17	NBP_109	0.1032					
18	NBP_133	0.0950					
19	NBP_160	0.0747					
20	NBP_186	0.0688					
21	NBP_211	0.0616					
22	NBP_237	0.0546					
23	NBP_263	0.0510					
24	NBP_289	0.0492					
25	NBP_315	0.0503					
26	NBP_340	0.0475					
27	NBP_366	0.0427					
28	NBP_392	0.0378					
29	NBP_417	0.0332					
30	Oil Properties: Gasolina						
31					Basitiquid Volume		
32	Percent	Critical Temp (F)	Critical Pressure (psia)	Accentric Factor	Molecular Weight		
33							
34	0.00	326.32	630.11	8.1359e-002	52.230		
35	1.00	334.23	621.99	9.2671e-002	53.504		
36	2.00	340.33	616.07	0.10064	54.518		
37	3.50	350.19	606.85	0.11404	56.147		
38	5.00	359.42	598.35	0.12613	57.679		
39	7.50	373.35	585.87	0.14346	60.018		
40	10.00	385.75	575.43	0.15799	62.137		
41	12.50	396.91	566.96	0.17054	64.095		
42	15.00	407.23	560.94	0.18275	65.972		
43	17.50	416.87	556.57	0.19422	67.785		
44	20.00	426.00	553.33	0.20489	69.561		
45	25.00	443.40	548.68	0.22367	73.113		
46	30.00	462.05	543.65	0.24128	76.940		
47	35.00	483.35	536.09	0.25886	81.257		
48	40.00	506.21	526.43	0.27516	86.085		
49	45.00	529.04	512.05	0.29100	91.257		
50	50.00	551.76	493.94	0.30761	96.847		
51	55.00	575.32	475.28	0.32597	103.01		
52	60.00	599.14	457.23	0.34537	109.38		
53	65.00	622.67	440.07	0.36537	115.83		
54	70.00	645.12	424.39	0.38514	122.32		
55	75.00	666.23	410.10	0.40442	128.75		
56	80.00	686.58	396.62	0.42373	135.19		
57	85.00	707.43	383.17	0.44419	142.09		
58	90.00	729.07	369.66	0.46610	149.61		
59	92.50	740.30	362.81	0.47774	153.66		
60	95.00	751.87	355.87	0.48993	157.95		
61	96.50	759.00	351.65	0.49752	160.64		
62	98.00	766.14	347.52	0.50515	163.35		
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 3 of 6		


1	 UNAM LSyOP		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CO				
2			Unit Set: NewUser				
3			Date/Time: Mon Aug 14 16:39:11 2006				
4							
5							
6	Blend: Gasolina (continued)						
7	TABLES						
8	Oil Properties: Gasolina Basisliquid Volume						
9	Percent	Critical Temp (F)	Critical Pressure (psia)	Accentric Factor	Molecular Weight		
10	99.00	770.82	344.89	0.51011	165.10		
11	100.00	775.51	342.31	0.51507	166.85		
12	Percent	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)			
13	0.00	681.70	9.2672e-002	6.6408e-002			
14	1.00	685.41	0.12823	8.2756e-002			
15	2.00	688.14	0.14864	9.1951e-002			
16	3.50	692.63	0.18553	0.11364			
17	5.00	696.77	0.29145	0.13373			
18	7.50	702.89	0.30804	0.15518			
19	10.00	708.19	0.32274	0.16341			
20	12.50	712.82	0.33520	0.17208			
21	15.00	717.04	0.34233	0.17897			
22	17.50	720.87	0.35221	0.18432			
23	20.00	724.41	0.35633	0.18820			
24	25.00	730.89	0.34453	0.18824			
25	30.00	737.40	0.33419	0.18966			
26	35.00	744.52	0.32601	0.19390			
27	40.00	752.16	0.34875	0.20842			
28	45.00	759.82	0.37612	0.22236			
29	50.00	767.49	0.41104	0.24024			
30	55.00	775.42	0.45307	0.26127			
31	60.00	783.45	0.50241	0.28543			
32	65.00	791.37	0.55839	0.31230			
33	70.00	798.93	0.61935	0.34104			
34	75.00	806.00	0.68272	0.37072			
35	80.00	812.71	0.75172	0.40192			
36	85.00	819.51	0.84345	0.43843			
37	90.00	826.50	0.96593	0.48198			
38	92.50	830.11	1.0408	0.50780			
39	95.00	833.81	1.1261	0.53737			
40	96.50	836.08	1.1828	0.55731			
41	98.00	838.36	1.2424	0.57819			
42	99.00	839.86	1.2829	0.59187			
43	100.00	841.35	1.3246	0.60587			
44	Oil BP Temperatures: Gasolina Basisliquid Volume						
45	Percent	TBP (F)	ASTM D86 (F)	D86 Crack Reduced (F)	D1160 Vac. (F)	D1160 ATM (F)	D2887 (F)
46	0.00	17.547	94.263	94.263	-82.352	66.093	26.727
47	1.00	24.162	97.691	97.691	-79.761	69.531	33.403
48	2.00	30.526	101.03	101.03	-77.497	72.532	39.803
49	3.50	39.603	105.86	105.86	-74.569	76.411	48.890
50	5.00	48.117	110.47	110.47	-71.996	79.817	57.370
51	7.50	60.993	117.60	117.60	-67.601	85.631	70.093
52	10.00	72.197	123.96	123.96	-62.027	92.994	81.276
53	12.50	82.186	129.78	129.78	-56.180	100.71	91.196
54	15.00	91.428	135.27	135.27	-50.682	107.94	100.11
55	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 4 of 6	


1	 UNAM LSyOP		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-COM				
2			Unit Set: NewUser				
3			Date/Time: Mon Aug 14 16:39:11 2006				
4							
5	Blend: Gasolina (continued)						
6	TABLES						
7	Oil BP Temperatures: Gasolina Basisliquid Volume						
8	Percent	TBP (F)	ASTM D86 (F)	D86 Crack Reduced (F)	D1160 Vac. (F)	D1160 ATM (F)	D2887 (F)
9	17.50	100.01	140.47	140.47	-45.357	114.95	108.31
10	20.00	108.07	145.48	145.48	-40.103	121.86	116.02
11	25.00	123.15	155.03	155.03	-29.957	135.16	130.32
12	30.00	139.03	165.61	165.61	-18.828	149.71	144.49
13	35.00	157.00	178.18	178.18	-6.1456	166.25	161.41
14	40.00	176.16	192.21	192.21	6.8619	183.15	181.16
15	45.00	195.73	207.09	207.09	19.292	199.25	202.11
16	50.00	215.84	222.86	222.86	32.611	216.45	223.51
17	55.00	237.10	239.97	239.97	48.247	236.57	244.43
18	60.00	258.89	257.96	257.96	65.585	258.79	264.60
19	65.00	280.73	276.40	276.40	82.802	280.75	284.39
20	70.00	301.80	294.53	294.53	99.371	301.80	303.92
21	75.00	321.88	312.05	312.05	115.23	321.88	323.04
22	80.00	341.50	329.38	329.38	130.80	341.50	342.62
23	85.00	361.85	347.56	347.56	147.01	361.85	363.89
24	90.00	383.21	366.81	366.81	164.09	383.21	388.45
25	92.50	394.44	377.00	377.00	173.10	394.44	402.57
26	95.00	406.16	387.67	387.67	182.52	406.16	418.06
27	96.50	413.25	394.15	394.15	188.24	413.25	428.08
28	98.00	420.35	400.63	400.63	193.96	420.35	438.56
29	99.00	425.05	404.94	404.94	197.76	425.05	445.78
30	100.00	429.73	409.22	409.22	201.54	429.73	453.15
31	Oil User Properties: Gasolina Basisliquid Volume						
32	Percent						
33	0.00						
34	1.00						
35	2.00						
36	3.50						
37	5.00						
38	7.50						
39	10.00						
40	12.50						
41	15.00						
42	17.50						
43	20.00						
44	25.00						
45	30.00						
46	35.00						
47	40.00						
48	45.00						
49	50.00						
50	55.00						
51	60.00						
52	65.00						
53	70.00						
54	75.00						
55	80.00						
56	Hyprotech Ltd. HYSYS v3.2 (Build 5029) Page 5 of 6						


1	 UNAM LSyOP				Case Name:	C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CO
2					Unit Set:	NewUser
3					Date/Time:	Mon Aug 14 16:39:11 2006
4						
5	Blend: Gasolina (continued)					
6	TABLES					
7	Oil User Properties: Gasolina					
8						Basiliquid Volume
9	85.00					
10	90.00					
11	92.50					
12	95.00					
13	96.50					
14	98.00					
15	99.00					
16	100.00					
17						
18						
19						
20						
21						
22						
23						
24						
25						
26						
27						
28						
29						
30						
31						
32						
33						
34						
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 6 of 6	


1	 UNAM LSyOP					Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CO	
2						Unit Set: NewUser	
3						Date/Time: Mon Aug 14 16:49:04 2006	
4							
5							
6	Blend: ACL						
7							
8	DATA						
9	Oil Flow Information						
10	Oil		Flow Units		Oil Flow Rate		
11	ACL		Liquid Vol		6515.23 barrel/day *		
12	Cut Ranges: Auto Cut						
13	Bulk Data						
14	Molecular Weight:	---	Mass Density:	---	Watson Uopk:	---	
15	Viscosity 1 Temp:	100.00 F *	Viscosity 1:	---	Viscosity 2 Temp:	210.00 F *	Viscosity 2: ---
16	CORRELATIONS						
17	Default Set						
18	Low End T	High End T	Tc	Pc	W	Cp	
19	(F)	(F)					
20	-459.67	2192.00	Lee_Kesler	Lee_Kesler	Lee_Kesler	Lee_Kesler	
21	TABLES						
22	Component Properties: ACL						
23	Comp Name	NBP	Mol Wt.	Density	Viscosity 1	Viscosity 2	
24		(F)		(kg/m3)	(cP)	(cP)	
25	NBP_243	243.29	95.59	872.22	0.52123	0.30112	
26	NBP_269	268.80	100.66	880.59	0.56577	0.32618	
27	NBP_294	294.32	107.09	891.14	0.62841	0.36128	
28	NBP_320	319.82	113.70	901.34	0.69548	0.39894	
29	NBP_345	345.33	120.63	911.35	0.76737	0.43945	
30	NBP_371	370.96	127.97	921.29	0.88091	0.48843	
31	NBP_397	396.79	135.86	931.29	1.0665	0.55178	
32	NBP_428	427.60	146.25	943.49	1.3734	0.64714	
33	NBP_447	446.87	152.87	950.77	1.6183	0.71628	
34	NBP_473	472.58	161.43	959.65	2.0087	0.81679	
35	NBP_499	499.41	171.21	969.18	2.5878	0.94942	
36	NBP_523	523.46	180.24	977.46	3.2923	1.0916	
37	NBP_548	548.48	189.63	985.62	4.2668	1.2639	
38	NBP_574	574.06	199.56	993.83	5.6767	1.4789	
39	NBP_599	599.49	209.73	1001.86	7.7181	1.7426	
40	NBP_625	624.86	220.04	1009.71	10.739	2.0679	
41	NBP_650	650.32	231.20	1017.96	15.780	2.5087	
42	NBP_676	675.80	241.70	1025.60	23.447	3.0412	
43	Comp Name	Critical Temp	Critical Press	Accentric Fac.	Watson K		
44		(F)	(psia)				
45	NBP_243	622.11	598.81	0.26920	10.174		
46	NBP_269	651.20	572.65	0.28812	10.197		
47	NBP_294	680.81	551.03	0.30613	10.193		
48	NBP_320	709.87	530.37	0.32492	10.190		
49	NBP_345	738.50	510.77	0.34433	10.187		
50	NBP_371	766.89	492.17	0.36433	10.183		
51	NBP_397	795.20	474.54	0.38485	10.177		
52	NBP_428	828.80	455.18	0.40944	10.184		
53	NBP_447	849.45	443.37	0.42534	10.159		
54	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 1 of 6	


1	 UNAM LSyOP					Case Name:	C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CC
2						Unit Set:	NewUser
3						Date/Time:	Mon Aug 14 16:49:04 2006
4							
5	Blend: ACL (continued)						
6	TABLES						
7	Component Properties: ACL						
8							
9							
10							
11							
12							
13	Comp Name	Critical Temp (F)	Critical Press (psia)	Accentric Fac.	Watson K		
14							
15	NBP_473	876.36	427.52	0.44764	10.159		
16	NBP_499	904.35	412.20	0.47086	10.155		
17	NBP_523	929.12	398.92	0.49217	10.152		
18	NBP_548	954.46	385.38	0.51504	10.153		
19	NBP_574	980.11	372.12	0.53875	10.153		
20	NBP_599	1005.4	359.49	0.56265	10.154		
21	NBP_625	1030.4	347.35	0.58687	10.155		
22	NBP_650	1055.5	336.11	0.61077	10.151		
23	NBP_676	1080.2	324.88	0.63560	10.152		
24							
25	Component Breakdown: ACL						
26	Comp Name	Liquid Vol %	LiqVol % Cum	Vol Flow (barrel/day)	Mass Flow (lb/hr)	Molar Flow (lbmole/hr)	
27							
28	NBP_243	1.1495	1.1495	74.893	954.00	9.9806	
29	NBP_269	1.1442	2.2937	74.548	958.72	9.5239	
30	NBP_294	1.1574	3.4512	75.410	981.42	9.1645	
31	NBP_320	1.1917	4.6429	77.643	1022.0	8.9886	
32	NBP_345	1.2407	5.8836	80.834	1075.9	8.9188	
33	NBP_371	1.3378	7.2214	87.164	1172.8	9.1647	
34	NBP_397	1.5550	8.7764	101.31	1377.9	10.142	
35	NBP_428	3.7703	12.5467	245.64	3384.7	23.144	
36	NBP_447	7.4787	20.0254	487.26	6765.7	44.258	
37	NBP_473	7.2450	27.2704	472.03	6615.5	40.981	
38	NBP_499	9.4392	36.7095	614.98	8704.6	50.841	
39	NBP_523	11.7065	48.4160	762.71	10888	60.407	
40	NBP_548	10.7485	59.1646	700.29	10080	53.156	
41	NBP_574	9.8160	68.9806	639.54	9282.4	46.513	
42	NBP_599	9.0982	78.0788	592.77	8673.1	41.353	
43	NBP_625	8.1780	86.2568	532.81	7856.9	35.707	
44	NBP_650	7.2755	93.5323	474.02	7047.0	30.480	
45	NBP_676	6.4677	100.0000	421.39	6311.6	26.113	
46			Total :	6515.2	93152	518.84	
47							
48	Molar Compositions						
49		ACL					
50	H2S	0.0000					
51	Oxygen	0.0000					
52	CO	0.0000					
53	SO2	0.0000					
54	CO2	0.0000					
55	Nitrogen	0.0000					
56	Hydrogen	0.0000					
57	Methane	0.0000					
58	Ethane	0.0000					
59	Ethylene	0.0000					
60	Propane	0.0000					
61	Propene	0.0000					
62	i-Butane	0.0000					
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 2 of 6		


1	 UNAM LSyOP		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CC			
2			Unit Set: NewUser			
3			Date/Time: Mon Aug 14 16:49:04 2006			
4						
5						
6	Blend: ACL (continued)					
7	TABLES					
8	Molar Compositions					
9						
10						
11						
12						
13		ACL				
14	n-Butane	0.0000				
15	1-Butene	0.0000				
16	i-Butene	0.0000				
17	tr2-Butene	0.0000				
18	cis2-Butene	0.0000				
19	H2O	0.0000				
20	NBP_243	0.0192				
21	NBP_269	0.0184				
22	NBP_294	0.0177				
23	NBP_320	0.0173				
24	NBP_345	0.0172				
25	NBP_371	0.0177				
26	NBP_397	0.0195				
27	NBP_428	0.0446				
28	NBP_447	0.0853				
29	NBP_473	0.0790				
30	NBP_499	0.0980				
31	NBP_523	0.1164				
32	NBP_548	0.1025				
33	NBP_574	0.0896				
34	NBP_599	0.0797				
35	NBP_625	0.0688				
36	NBP_650	0.0587				
37	NBP_676	0.0503				
38	Oil Properties: ACL					
39					Bastiquid Volume	
40	Percent	Critical Temp (F)	Critical Pressure (psia)	Accentric Factor	Molecular Weight	
41						
42	0.00	607.70	613.98	0.25936	93.537	
43	1.00	632.75	588.32	0.27642	97.235	
44	2.00	658.38	567.13	0.29251	102.14	
45	3.50	696.49	539.79	0.31614	110.62	
46	5.00	732.44	514.85	0.34015	119.13	
47	7.50	786.02	480.15	0.37814	133.23	
48	10.00	822.41	458.75	0.40472	144.14	
49	12.50	835.55	451.25	0.41464	148.41	
50	15.00	848.06	444.34	0.42405	152.37	
51	17.50	853.94	440.72	0.42898	154.28	
52	20.00	863.15	435.27	0.43856	157.19	
53	25.00	881.18	424.81	0.45163	163.06	
54	30.00	898.14	415.52	0.46569	168.99	
55	35.00	912.20	407.99	0.47750	174.03	
56	40.00	923.66	401.86	0.48738	178.22	
57	45.00	934.58	396.00	0.49702	182.24	
58	50.00	945.78	390.00	0.50711	186.38	
59	55.00	957.37	383.86	0.51770	190.74	
60	60.00	969.70	377.45	0.52906	195.49	
61	65.00	982.51	370.91	0.54100	200.52	
62	70.00	995.73	364.27	0.55345	205.81	
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 3 of 6	


1	 UNAM LSyOP				Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-COM	
2					Unit Set: NewUser	
3					Date/Time: Mon Aug 14 16:49:04 2006	
4						
5						
6	Blend: ACL (continued)					
7	TABLES					
8	Oil Properties: ACL					
9						Basisliquid Volume
10	Percent	Critical Temp (F)	Critical Pressure (psia)	Accentric Factor	Molecular Weight	
11	75.00	1009.5	357.46	0.56661	211.38	
12	80.00	1023.8	350.45	0.58056	217.29	
13	85.00	1039.3	343.35	0.59526	223.99	
14	90.00	1055.9	335.95	0.61112	231.36	
15	92.50	1064.6	332.03	0.61970	235.17	
16	95.00	1073.7	327.91	0.62680	239.00	
17	96.50	1079.2	325.34	0.63455	241.30	
18	98.00	1084.6	322.94	0.64005	243.59	
19	99.00	1088.2	321.39	0.64367	245.12	
20	100.00	1091.8	319.85	0.64728	248.65	
21	Percent	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)		
22	0.00	867.08	0.50452	0.29189		
23	1.00	873.14	0.53496	0.30987		
24	2.00	881.27	0.57973	0.33401		
25	3.50	894.85	0.66390	0.38119		
26	5.00	907.40	0.75025	0.43038		
27	7.50	926.17	0.99843	0.52954		
28	10.00	939.24	1.3046	0.62666		
29	12.50	943.96	1.4491	0.66897		
30	15.00	948.43	1.5973	0.71085		
31	17.50	950.36	1.6766	0.73199		
32	20.00	953.40	1.8038	0.76537		
33	25.00	959.35	2.0947	0.83755		
34	30.00	965.11	2.4415	0.91742		
35	35.00	969.88	2.7869	0.99155		
36	40.00	973.70	3.1169	1.0579		
37	45.00	977.27	3.4757	1.1260		
38	50.00	980.87	3.8951	1.2011		
39	55.00	984.57	4.4016	1.2860		
40	60.00	988.51	5.0404	1.3860		
41	65.00	992.60	5.8378	1.5014		
42	70.00	996.79	6.8412	1.6348		
43	75.00	1001.1	8.1230	1.7901		
44	80.00	1005.6	9.8078	1.9741		
45	85.00	1010.6	12.260	2.2116		
46	90.00	1016.0	15.871	2.5158		
47	92.50	1018.8	18.243	2.6939		
48	95.00	1021.6	21.094	2.8906		
49	96.50	1023.2	23.073	3.0179		
50	98.00	1024.9	25.175	3.1482		
51	99.00	1026.0	26.669	3.2376		
52	100.00	1027.1	28.250	3.3296		
53	Oil BP Temperatures: ACL					Basisliquid Volume
54	Percent	TBP (F)	ASTM D86 (F)	D86 Crack Reduced (F)	D1160 Vac. (F)	D1160 ATM (F)
55	0.00	243.29	327.76	327.76	73.696	289.15
56						248.89
57	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 4 of 6


1	 UNAM LSyOP				Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CC		
2					Unit Set: NewUser		
3					Date/Time: Mon Aug 14 16:49:04 2006		
4							
5							
6	Blend: ACL (continued)						
7							
8							
9	TABLES						
10							
11	Oil BP Temperatures: ACL						Basisliquid Volume
12							
13	Percent	TBP (F)	ASTM D86 (F)	D86 Crack Reduced (F)	D1160 Vac. (F)	D1160 ATM (F)	D2887 (F)
14							
15	1.00	252.76	335.51	335.51	81.420	278.99	258.37
16	2.00	275.00	353.25	353.25	99.320	301.74	271.95
17	3.50	308.03	378.39	378.39	125.30	334.58	297.93
18	5.00	339.91	401.50	401.50	149.74	365.27	327.82
19	7.50	388.38	434.89	434.89	185.79	410.22	374.00
20	10.00	421.71	456.96	456.96	209.90	440.05	411.99
21	12.50	433.90	464.84	464.84	218.53	450.70	429.54
22	15.00	445.48	472.38	472.38	226.79	460.86	443.27
23	17.50	451.13	475.97	475.97	230.71	465.87	450.57
24	20.00	459.91	481.61	481.61	236.86	473.21	457.37
25	25.00	477.20	492.65	487.34	248.88	487.93	472.74
26	30.00	493.44	502.95	497.05	260.07	501.59	489.19
27	35.00	506.98	511.48	505.04	269.26	512.78	502.61
28	40.00	518.12	518.51	511.59	276.76	521.89	513.87
29	45.00	528.81	525.36	517.95	284.08	530.77	524.35
30	50.00	539.87	532.65	524.67	291.97	540.33	534.56
31	55.00	551.37	540.47	531.84	300.82	551.02	545.14
32	60.00	563.65	549.11	539.70	311.08	563.39	556.25
33	65.00	576.46	558.43	548.11	321.95	576.46	568.06
34	70.00	589.74	568.45	557.07	333.03	589.75	580.51
35	75.00	603.62	579.35	566.71	344.63	603.62	592.85
36	80.00	618.23	591.27	577.11	356.88	618.23	606.73
37	85.00	633.85	604.39	588.39	370.02	633.85	623.18
38	90.00	650.70	618.93	600.63	384.24	650.70	645.56
39	92.50	659.85	626.97	607.29	391.98	659.85	660.06
40	95.00	669.18	635.24	614.05	399.88	669.18	677.12
41	96.50	674.80	640.27	618.11	404.65	674.80	688.72
42	98.00	680.40	645.30	622.14	409.41	680.40	701.35
43	99.00	684.11	648.64	624.81	412.57	684.11	710.34
44	100.00	687.78	651.97	627.44	415.70	687.78	719.79
45	Oil User Properties: ACL						Basisliquid Volume
46							
47	Percent						
48	0.00						
49	1.00						
50	2.00						
51	3.50						
52	5.00						
53	7.50						
54	10.00						
55	12.50						
56	15.00						
57	17.50						
58	20.00						
59	25.00						
60	30.00						
61	35.00						
62	40.00						
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 5 of 6	


1	 UNAM LSyOP				Case Name:	C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CC			
2					Unit Set:	NewUser			
3					Date/Time:	Mon Aug 14 16:49:04 2006			
4					Blend: ACL (continued)				
5					TABLES				
6	Oil User Properties: ACL								
7					Basisliquid Volume				
8	45.00								
9	50.00								
10	55.00								
11	60.00								
12	65.00								
13	70.00								
14	75.00								
15	80.00								
16	85.00								
17	90.00								
18	92.50								
19	95.00								
20	96.50								
21	98.00								
22	98.00								
23	100.00								
24									
25									
26									
27									
28									
29									
30									
31									
32									
33									
34									
35									
36									
37									
38									
39									
40									
41									
42									
43									
44									
45									
46									
47									
48									
49									
50									
51									
52									
53									
54									
55									
56									
57									
58									
59									
60									
61									
62									
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 6 of 6				

1	 UNAM LSyOP			Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-COM			
2				Unit Set: NewUser			
3				Date/Time: Mon Aug 14 16:58:14 2006			
4							
5							
6	Blend: Residuo						
7	DATA						
8	Oil Flow Information						
9	Oil		Flow Units		Oil Flow Rate		
10	Residuo		Liquid Vol		---		
11	Cut Ranges: Auto Cut						
12	Bulk Data						
13	Molecular Weight	---	Mass Density:	---	Watson Uopk:	---	
14	Viscosity 1 Temp:	100.00 F *	Viscosity 1:	---	Viscosity 2 Temp:	210.00 F *	
15	CORRELATIONS						
16	Default Set						
17	Low End T	High End T	Tc	Pc	W	Cp	
18	(F)	(F)					
19	-459.67	2192.00	Lee_Kesler	Lee_Kesler	Lee_Kesler	Lee_Kesler	
20	TABLES						
21	Component Properties: Residuo						
22	Comp Name	NBP (F)	Mol Wt.	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)	
23	NBP_803	803.23	332.77	990.48	107.74	6.9553	
24	NBP_853	853.34	384.33	1003.94	317.42	11.460	
25	NBP_903	902.93	394.96	1016.99	1129.9	20.081	
26	NBP_954	954.23	426.56	1030.16	5399.2	38.908	
27	NBP_1006	1005.99	458.65	1042.91	34488	82.436	
28	NBP_1051	1051.47	486.92	1053.38	2.1691e+005	168.38	
29	NBP_1106	1105.97	524.89	1066.12	1.7351e+006	462.86	
30	NBP_1154	1153.56	584.18	1077.70	9.6231e+006	1360.5	
31	NBP_1217	1216.85	606.22	1091.68	1.1664e+008	6381.6	
32	NBP_1288	1288.42	652.37	1107.12	3.6920e+009	51222	
33	Comp Name	Critical Temp (F)	Critical Press (psia)	Accentric Fac.	Watson K		
34	NBP_803	1150.6	221.33	0.88541	10.891		
35	NBP_853	1195.8	206.50	0.94419	10.885		
36	NBP_903	1240.1	192.68	0.99648	10.879		
37	NBP_954	1285.4	179.76	1.0512	10.873		
38	NBP_1006	1330.6	167.31	1.1056	10.870		
39	NBP_1051	1369.7	156.80	1.1532	10.872		
40	NBP_1106	1416.4	145.28	1.2081	10.870		
41	NBP_1154	1457.5	136.22	1.2536	10.861		
42	NBP_1217	1511.0	124.49	1.3146	10.860		
43	NBP_1288	1571.0	112.35	1.3813	10.859		
44	Component Breakdown: Residuo						
45	Comp Name	Liquid Vol %	LiqVol % Cum	Vol Flow (barrel/day)	Mass Flow (lb/hr)	Molar Flow (lbmole/hr)	
46	NBP_803	1.9026	1.9026	---	---	---	
47	NBP_853	2.2327	4.1353	---	---	---	
48	NBP_903	2.6023	6.7376	---	---	---	
49	Hyprotech Ltd.			HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 5	

1	 UNAM LSyOP			Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CO		
2				Unit Set: NewUser		
3				Date/Time: Mon Aug 14 18:58:14 2006		
4						
5						
6	Blend: Residuo (continued)					
7						
8						
9	TABLES					
10						
11	Component Breakdown: Residuo					
12						
13	Comp Name	Liquid Vol %	LiqVol % Cum	Vol Flow (barrel/day)	Mass Flow (lb/hr)	Molar Flow (lbmole/hr)
14						
15	NBP_954	3.2722	10.0098	---	---	---
16	NBP_1006	7.9342	17.9441	---	---	---
17	NBP_1051	7.8200	25.7641	---	---	---
18	NBP_1106	9.4317	35.1958	---	---	---
19	NBP_1154	16.8490	52.0448	---	---	---
20	NBP_1217	29.8610	81.9059	---	---	---
21	NBP_1288	18.0941	100.0000	---	---	---
22	Total :			---	---	---
23	Molar Compositions					
24						
25		Residuo				
26	H2S	0.0000				
27	Oxygen	0.0000				
28	CO	0.0000				
29	SO2	0.0000				
30	CO2	0.0000				
31	Nitrogen	0.0000				
32	Hydrogen	0.0000				
33	Methane	0.0000				
34	Ethane	0.0000				
35	Ethylene	0.0000				
36	Propane	0.0000				
37	Propene	0.0000				
38	i-Butane	0.0000				
39	n-Butane	0.0000				
40	1-Butene	0.0000				
41	i-Butene	0.0000				
42	tr2-Butene	0.0000				
43	cis2-Butene	0.0000				
44	H2O	0.0000				
45	NBP_803	0.0274				
46	NBP_853	0.0298				
47	NBP_903	0.0324				
48	NBP_954	0.0383				
49	NBP_1006	0.0874				
50	NBP_1051	0.0819				
51	NBP_1106	0.0928				
52	NBP_1154	0.1558				
53	NBP_1217	0.2604				
54	NBP_1288	0.1487				
55	Oil Properties: Residuo					
56						Basliquid Volume
57	Percent	Critical Temp (F)	Critical Pressure (psia)	Accentric Factor	Molecular Weight	
58						
59	0.00	1127.6	229.42	0.85401	318.58	
60	1.00	1151.8	220.94	0.88700	333.58	
61	2.00	1174.5	213.36	0.91731	349.50	
62	3.50	1205.3	203.52	0.95570	370.89	
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 2 of 5	

1	 UNAM LSyOP		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CO		
2			Unit Set: NewUser		
3			Date/Time: Mon Aug 14 16:58:14 2006		
4					
5					
6	Blend: Residuo (continued)				
7	TABLES				
8	Oil Properties: Residuo				
9	Basis: liquid Volume				
10					
11					
12					
13	Percent	Critical Temp (F)	Critical Pressure (psia)	Accentric Factor	Molecular Weight
14					
15	5.00	1232.6	195.11	0.98790	389.83
16	7.50	1273.1	183.23	1.0363	417.98
17	10.00	1303.0	174.94	1.0724	438.91
18	12.50	1322.3	169.65	1.0956	452.65
19	15.00	1336.8	165.66	1.1130	463.00
20	17.50	1350.0	162.11	1.1292	472.41
21	20.00	1361.5	158.99	1.1433	480.82
22	25.00	1387.1	152.35	1.1738	500.65
23	30.00	1414.0	145.84	1.2053	522.83
24	35.00	1433.8	141.39	1.2277	540.57
25	40.00	1448.7	138.13	1.2441	555.15
26	45.00	1461.2	135.43	1.2577	567.40
27	50.00	1473.7	132.70	1.2718	577.96
28	55.00	1485.2	130.18	1.2850	587.16
29	60.00	1496.1	127.77	1.2975	595.42
30	65.00	1506.8	125.41	1.3097	603.19
31	70.00	1517.5	123.06	1.3220	610.90
32	75.00	1528.6	120.67	1.3346	618.99
33	80.00	1540.5	118.20	1.3480	627.88
34	85.00	1553.6	115.61	1.3624	638.04
35	90.00	1568.0	112.89	1.3781	649.88
36	92.50	1574.8	111.65	1.3856	655.35
37	95.00	1581.1	110.53	1.3926	660.16
38	96.50	1584.8	109.87	1.3968	663.04
39	98.00	1588.6	109.22	1.4009	665.93
40	99.00	1591.1	108.79	1.4037	667.86
41	100.00	1593.6	108.36	1.4065	669.78
42	Percent	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)	
43					
44	0.00	981.59	65.645	5.4944	
45	1.00	988.83	110.52	7.0395	
46	2.00	995.60	166.33	8.9839	
47	3.50	1004.7	408.33	12.835	
48	5.00	1012.8	897.62	18.173	
49	7.50	1024.5	3445.0	32.255	
50	10.00	1033.1	10462	51.149	
51	12.50	1038.5	23405	70.783	
52	15.00	1042.5	45344	91.578	
53	17.50	1046.1	83554	115.61	
54	20.00	1049.1	1.4582e+005	143.41	
55	25.00	1056.0	4.7600e+005	241.76	
56	30.00	1063.3	1.5609e+006	437.77	
57	35.00	1068.8	3.6257e+006	704.77	
58	40.00	1073.0	6.7255e+006	1051.4	
59	45.00	1076.5	1.1254e+007	1500.8	
60	50.00	1079.9	1.9404e+007	2110.0	
61	55.00	1082.9	3.2740e+007	2921.3	
62	60.00	1085.7	5.5025e+007	4026.4	
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 3 of 5

1	 UNAM LSyOP		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CO				
2			Unit Set: NewUser				
3			Date/Time: Mon Aug 14 16:58:14 2006				
4							
5							
6	Blend: Residuo (continued)						
7	TABLES						
8	Oil Properties: Residuo Basibiquid Volume						
9							
10							
11							
12							
13	Percent	Density (kg/m3)	Viscosity 1 (cP)	Viscosity 2 (cP)			
14							
15	85.00	1088.4	9.3768e+007	5584.8			
16	70.00	1091.1	1.6492e+008	7880.1			
17	75.00	1093.9	3.0474e+008	11434			
18	80.00	1097.0	6.0219e+008	17246			
19	85.00	1100.3	1.2954e+009	27335			
20	90.00	1104.1	3.0879e+009	46023			
21	92.50	1105.9	4.6140e+009	58589			
22	95.00	1107.5	6.6147e+009	72800			
23	96.50	1108.5	8.2106e+009	82931			
24	98.00	1109.4	1.0191e+010	94472			
25	99.00	1110.1	1.1771e+010	1.0304e+005			
26	100.00	1110.7	1.3595e+010	1.1240e+005			
27							
28	Oil BP Temperatures: Residuo Basibiquid Volume						
29	Percent	TBP (F)	ASTM D86 (F)	D86 Crack Reduced (F)	D1180 Vac. (F)	D1160 ATM (F)	D2887 (F)
30							
31	0.00	803.23	778.14	714.57	527.82	817.72	880.92
32	1.00	804.49	779.01	715.09	528.91	818.96	892.83
33	2.00	829.53	796.02	724.88	550.59	843.68	706.63
34	3.50	863.90	817.92	736.85	580.69	877.80	730.02
35	5.00	894.57	836.20	746.31	607.97	908.52	755.45
36	7.50	940.29	871.26	763.18	649.01	954.35	788.24
37	10.00	974.22	900.82	776.20	679.55	988.18	837.58
38	12.50	996.37	920.60	784.36	699.45	1010.1	864.95
39	15.00	1013.1	935.90	790.39	714.43	1026.5	884.23
40	17.50	1028.4	949.61	795.58	728.11	1041.5	901.13
41	20.00	1041.9	961.59	799.98	740.04	1054.5	916.89
42	25.00	1071.8	987.28	808.98	766.08	1082.7	951.87
43	30.00	1103.1	1013.3	817.53	793.03	1111.8	987.44
44	35.00	1126.0	1031.0	823.07	812.17	1132.4	1015.6
45	40.00	1143.3	1043.3	826.77	826.24	1147.4	1037.9
46	45.00	1157.8	1053.0	829.64	838.08	1160.0	1056.2
47	50.00	1172.5	1063.4	832.63	850.83	1173.6	1071.3
48	55.00	1186.1	1073.1	835.36	863.04	1186.5	1084.6
49	60.00	1199.1	1082.4	837.95	875.00	1199.2	1097.0
50	65.00	1211.8	1091.8	840.49	886.98	1211.8	1109.1
51	70.00	1225.7	1102.5	843.34	900.12	1225.6	1122.2
52	75.00	1240.5	1114.3	846.42	914.18	1240.4	1138.6
53	80.00	1255.4	1126.5	849.53	928.51	1255.3	1156.8
54	85.00	1270.5	1139.0	852.65	943.01	1270.4	1175.6
55	90.00	1285.5	1151.7	855.76	957.58	1285.5	1193.5
56	92.50	1293.1	1158.1	857.31	964.85	1293.1	1212.3
57	95.00	1300.6	1164.5	858.94	972.11	1300.6	1235.4
58	96.50	1305.0	1168.4	859.76	976.44	1305.1	1251.3
59	98.00	1309.5	1172.3	860.86	980.77	1309.5	1268.7
60	99.00	1312.5	1174.8	861.27	983.64	1312.5	1281.3
61	100.00	1315.4	1177.4	861.87	986.50	1315.4	1294.7
62							
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 4 of 5	

1	 UNAM LSyOP			Case Name:	C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\EUNICE\ESCRITORIO\FCC2-MINA-CO		
2				Unit Set:	NewUser		
3				Date/Time:	Mon Aug 14 16:58:14 2006		
4							
5							
6	Blend: Residuo (continued)						
7	TABLES						
8	Oil User Properties: Residuo						
9					Basicliquid Volume		
10	Percent						
11	0.00						
12	1.00						
13	2.00						
14	3.50						
15	5.00						
16	7.50						
17	10.00						
18	12.50						
19	15.00						
20	17.50						
21	20.00						
22	25.00						
23	30.00						
24	35.00						
25	40.00						
26	45.00						
27	50.00						
28	55.00						
29	60.00						
30	65.00						
31	70.00						
32	75.00						
33	80.00						
34	85.00						
35	90.00						
36	92.50						
37	95.00						
38	96.50						
39	98.00						
40	99.00						
41	100.00						
42							
43							
44							
45							
46							
47							
48							
49							
50							
51							
52							
53							
54							
55							
56							
57							
58							
59							
60							
61							
62							
63	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 5 of 5			