



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

TESIS

**ANÁLISIS Y SIMULACIÓN DE LA SECCIÓN DE GAS DE LA PLANTA
FCC DE LA REFINERÍA ING. ANTONIO M. AMOR DE SALAMANCA,
GUANAJUATO**

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

PRESENTA

SARAI SANTOS RAMÍREZ

MÉXICO, D.F.

2006





Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado asignado:

Presidente	Prof.	Celestino Montiel Maldonado
Vocal	Prof.	Francisco Javier Garfias Vásquez
Secretario	Prof.	Alejandro Villalobos Hiriart
1er. Suplente	Prof.	Martín Rivera Toledo
2º Suplente	Prof.	José Luis Zaragoza Gutiérrez

Sitio donde se desarrolló el tema:

Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos
Departamento de Ingeniería Química
Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México

Asesor del tema:

Ing. Celestino Montiel Maldonado

Firma

Supervisor técnico:

Ing. María Rafaela Gutiérrez Lara

Firma

Sustentante:

Sarai Santos Ramírez

Firma

“Cuando la gratitud es tan absoluta, las palabras sobran”.

Álvaro Mutís

A Dios, a mi familia, a mis amigos, a la Universidad y a mis maestros:
Gracias



Índice

	Página
Índice	4
Glosario	6
Introducción	14
Capítulo 1. Generalidades	16
1.1 Diseño de procesos	17
1.1.1 Síntesis de procesos	18
1.1.1.1 Consideraciones para la síntesis de procesos	19
1.1.1.2 Fuentes de información	19
1.1.1.3 Clasificación de los problemas	19
1.1.1.4 Métodos de síntesis de procesos	19
1.1.2 Análisis de procesos	20
1.1.3 Optimización de procesos	21
1.1.3.1 Condiciones necesarias para la optimización de un problema	21
1.1.3.2 Procedimiento para resolver problemas de optimización	22
1.1.4 El diseño total de un proyecto	23
1.2 Refinación de petróleo	25
1.2.1 El petróleo	26
1.2.2 Composición del petróleo	26
1.2.3 Clasificación del petróleo crudo	28
1.2.4 Descripción del proceso de refinación	28
1.2.5 Principales empresas petroleras	32
1.2.6 Petróleos Mexicanos (PEMEX)	32
1.2.6.1 PEMEX Refinación	33
1.2.6.2 Refinería Ing. Antonio M. Amor	33
Capítulo 2. Simulación de procesos	36
2.1 Simulación de procesos químicos	37
2.1.1 Enfoques de la simulación	38
2.1.1.1 Simulación en estado estacionario y no estacionario	39
2.2 Herramientas para la simulación de procesos químicos	39
2.2.1 Elementos de los simuladores de procesos químicos	40
2.2.2 Clasificación de los simuladores de procesos químicos	42
2.2.2.1 Aproximación modular secuencial	42
2.2.2.2 Aproximación orientada a objetos (ecuaciones)	42
2.2.2.3 Aproximación modular simultánea	44
2.3 Selección del simulador de procesos	44
2.3.1 Simuladores de procesos comerciales y su proveedor	44
2.4 Simulador de procesos HYSYS (AspenTech)	45
Capítulo 3. Planta de craqueo catalítico de lecho fluidizado FCC	48
3.1 Craqueo catalítico de lecho fluidizado (FCC)	49
3.2 Descripción del proceso	50
3.2.1 Sección de precalentamiento	50
3.2.2 Sección de reacción	51
3.2.2.1 Reacciones de la FCC	52
3.2.3 Sección de regeneración	53
3.2.4 Sección de fraccionamiento	55
3.2.5 Planta de gas y tratamiento de corrientes	56



Capítulo	4.	Planta de gas	57
		4.1 Alimentación a la planta de gas y compresor de gas húmedo	59
		4.2 Absorbedor primario	60
		4.3 Absorbedor de aceite esponja	61
		4.4 Agotador o columna deetanizadora	62
		4.5 Columna debutanizadora	63
		4.6 Separador de gasolina	64
		4.7 Sistema de lavado	64
		4.8 Servicios de tratamiento	66
		4.8.1 Absorbedor de gas amargo	67
		4.8.2 Tratamiento de corriente LPG	69
		4.8.3 Tratamiento con soluciones básicas	69
		4.9 Fraccionador propano-propilelo	70
Capítulo	5.	Simulación de la planta de gas FCC	72
		5.1 Selección de componentes	79
		5.1.1 Componentes tradicionales	79
		5.1.2 Componentes hipotéticos	80
		5.2 Estimación de las propiedades de los componentes	82
		5.2.1 Peg-Robinson	83
		5.2.2 Modelo de aminas	83
		5.3 Ambiente de simulación	84
		5.3.1 Introducción de las alimentaciones	86
		5.3.2 Inserción de equipos y especificación de corrientes generadas	87
		5.3.3 Consideraciones durante la simulación	92
		5.3.4 Información necesaria para los equipos de proceso	92
Capítulo	6.	Resultados	96
		Esquema de simulación de la sección de gas	102
Capítulo	7.	Análisis de resultados	103
		7.1 Comparación de las corrientes reportadas en la propuesta contra las generadas en HYSYS	104
		7.2 Importancia de la composición de alimentación	138
		7.3 Cambios en los flujos de alimentación	139
		7.4 Recuperación de productos	139
		7.5 Balance de productos de Salamanca	141
		7.6 Eliminación de cuellos de botella en la sección de gas	145
		7.7 Mejoramiento del desempeño de los agotadores y absorbedores	146
		7.8 Eliminación de cuellos de botella en la columna debutanizadora	147
		7.9 Otras consideraciones	147
Capítulo	8.	Conclusiones	148
		Bibliografía	153



Introducción

Desde el comienzo del siglo pasado hasta hoy, el petróleo es la fuente de energía más importante del mundo. Prácticamente, todas las actividades económicas se sustentan en el petróleo como fuente de energía; y en la utilización de sus derivados como materia prima para la industria petroquímica.

En los últimos años, la refinación del petróleo y la industria química han destacado la importancia de la aumentar la calidad y la cantidad de los productos obtenidos en las diferentes plantas de proceso, las metas son trabajar a la máxima capacidad y confiabilidad para obtener el mayor rendimiento económico posible. Estas metas han dado lugar a aumentar la capacidad y eficiencia de producción, ya sea construyendo nuevas plantas o modernizando las plantas ya existentes con la mejor tecnología disponible.

La unidad de craqueo catalítico de lecho fluidizado es una de las plantas más importantes en la refinación de petróleo, ya que ésta provee más del 35% de los productos para el mezclado de gasolinas. En adelante, se hará referencia a ella como "FCC" (por sus iniciales en inglés: Fluid Catalytic Cracking). Con el propósito de mejorar la cantidad y la calidad de los productos obtenidos en este proceso, surge como necesidad modernizar la planta FCC de la Refinería "Ing. Antonio M. Amor" ubicada en Salamanca, Guanajuato, debido a que esta planta opera desde 1976 con su diseño original.

El objetivo de este trabajo es analizar a través de una simulación las modificaciones propuestas por una compañía de tecnologías a la sección de recuperación de gas de la unidad FCC de la Refinería Ing. Antonio M. Amor de Salamanca, Guanajuato.

La propuesta consiste en la modernización de las diferentes secciones de la FCC y lograr así que se incremente la producción de gasolina de alto octano para la preparación de gasolina PEMEX-MAGNA, así como el rendimiento de olefinas para la obtención de productos oxigenados y compuestos de alto valor agregado, como éter metil terbutílico (también conocido como MTBE) y alcohol isopropílico. En este punto es necesario señalar que este trabajo está limitado al estudio de la sección de recuperación de gas aunque las modificaciones involucren a toda la planta FCC.

Con el propósito de justificar este trabajo, los primeros cuatro capítulos describen los principios teóricos que fueron guía en el desarrollo de este tesis y que sustentan los medios utilizados para efectuar este análisis.



En el primer capítulo se presentan los aspectos generales involucrados en el análisis, como son: la ingeniería de procesos y las tareas involucradas en el diseño de procesos. Asimismo, se presenta una descripción sobre el proceso de refinación de petróleo y se da un breve panorama sobre la Refinería Ing. Antonio M. Amor de Salamanca, Guanajuato.

En el segundo capítulo se describen los conceptos fundamentales para entender qué es y cómo se realiza una simulación. También, se presentan los diferentes tipos de simuladores de procesos existentes y los criterios para la elección de un simulador. En este capítulo se explica el por qué de la utilización del simulador HYSYS para realizar este trabajo.

El tercer capítulo describe el proceso de craqueo catalítico de lecho fluidizado, así como las unidades más importantes que intervienen en él y las condiciones normales de operación.

El cuarto capítulo destaca la importancia de la planta de gas dentro de la unidad de craqueo catalítico y, como en el capítulo anterior, se describen las unidades más importantes que intervienen en este proceso, así como las condiciones normales de operación de esta sección.

El quinto capítulo describe cómo se realizó la simulación en HYSYS de la sección de gas, donde también se describen las principales consideraciones en la toma de decisiones que involucra la realización de simulación.

En el sexto capítulo se presentan los resultados y el diagrama de flujo de procesos generados en el simulador de procesos utilizado.

El séptimo capítulo describe el análisis hecho a los resultados y la justificación de las diferencias presentadas entre la propuesta y los resultados del simulador. Para realizar el análisis, se presentan los resultados generados en HYSYS, junto con la información proporcionada por la compañía de tecnologías sobre las expectativas de las modificaciones. El objetivo de esta presentación, es permitir la comparación de los resultados propuestos y los generados por simulador de una manera más comprensible. También, se hace una comparación entre el balance productos de la operación actual de la planta FCC y los resultados generados por HYSYS, lo que da lugar a un análisis sobre los aspectos claves en la modernización de la unidad FCC.

Finalmente, en el octavo capítulo se presentan las conclusiones obtenidas en este trabajo.



Capítulo 1. Generalidades

La ingeniería de procesos es la disciplina que comprende el diseño, la operación y el mantenimiento de las operaciones involucradas en un proceso químico. La ingeniería de procesos se divide en tres tareas: desarrollo de procesos, innovación de procesos y diseño de procesos.

En el desarrollo de procesos se construye una secuencia de operaciones unitarias a partir de una necesidad y mínima información, de donde se obtenga un producto con las características deseadas.

La innovación de procesos se orienta hacia la evaluación de nuevos procesos. Esto es, la búsqueda de diferentes arreglos para mejorar el proceso.

El diseño de procesos se describe a continuación.

1.1 Diseño de procesos

El diseño de procesos es la creación de procesos para la transformación física y/o química de materiales, es la parte central de la ingeniería química y se puede considerar su cumbre, colocando a la ingeniería en un contexto social, económico, y ambiental.

En el diseño de procesos se generan los diagramas de flujo del proceso, se especifican los parámetros de diseño, se calculan los balances de materia y energía y las especificaciones para los equipos. Gran parte de las decisiones en el diseño del proceso son a largo plazo y no se pueden revertir de manera sencilla, principalmente cuando se necesita una fuerte inversión de capital. Por lo tanto, es importante que el proceso se diseñe con relación a la postura estratégica de largo plazo de la empresa o institución. El diseño se divide en tres etapas: síntesis, análisis y optimización. La Figura 1.2 muestra la estructura del diseño de procesos.

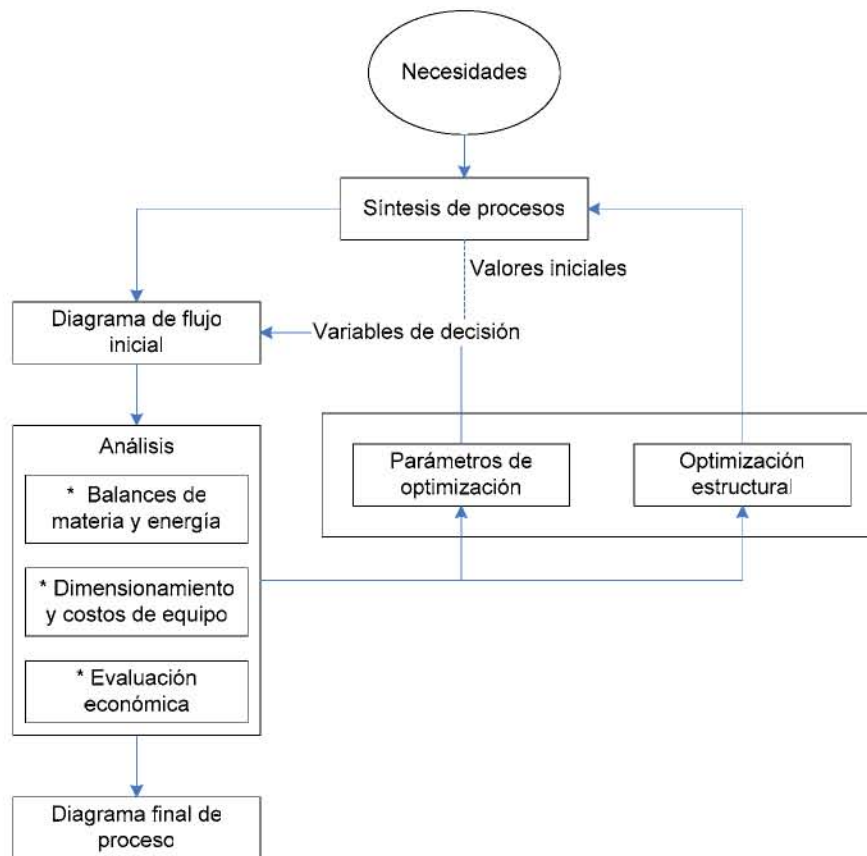


Figura 1.2 Diseño de procesos

1.1.1 Síntesis de procesos

La síntesis de procesos es la parte creativa de la ingeniería. En esta etapa se definen las unidades involucradas en el proceso y cómo se encuentran vinculadas dentro del mismo, es decir, se propone la estructura básica del proceso (diagrama de flujo del proceso); se determinan estructuras alternativas que satisfagan las necesidades principales del proceso; además, se establecen los valores iniciales en las variables de procesos (entradas y salidas del sistema), en este caso las características de las materias primas y productos deseados.



1.1.1.1 Consideraciones para la síntesis de procesos

Las consideraciones para la síntesis de procesos incluyen objetivos y restricciones. Los objetivos que se deben considerar para el diseño son: rendimiento del proceso, producción y pureza del producto. Las restricciones incluyen: capital, disponibilidad de espacio, consideraciones de seguridad, impacto ambiental y proyección de emisiones, producción de residuos y costos de operación. Otras consideraciones que se deben contemplar son: la flexibilidad del proceso y las variaciones en las materias primas y en los productos.

1.1.1.2 Fuentes de información

Generalmente, se tiene información disponible de plantas piloto o información de plantas en operación. Otras fuentes de información incluyen datos científicos publicados, experimentos de laboratorio o aportaciones de los vendedores de equipo.

1.1.1.3 Clasificación de los problemas

Los problemas de síntesis de procesos pueden clasificarse en las siguientes categorías:

- * Rutas de reacción
- * Redes de intercambio de calor
- * Secuencias de separación
- * Redes de recuperación de energía
- * Sistemas de control
- * Servicios
- * Redes de tuberías
- * Diagramas de flujo de proceso

1.1.1.4 Métodos de síntesis de procesos

Existen diferentes métodos de síntesis:



* Descomposición del problema. Consiste en la división de un problema grande y complejo en un número relativamente pequeño de problemas simples que pueden ser resueltos directamente o bien pueden ser divididos a su vez, utilizando la misma técnica, en problemas más simples cuya solución se conozca.

* Diseño heurístico. Se basa en el análisis de las alternativas desarrolladas en experiencias anteriores para situaciones similares y que permite la deducción de una serie de reglas empíricas o heurísticas, que de ser seguidas, conducirán a la selección de la mejor alternativa en la mayoría de los casos. Dichas reglas son empleadas durante la toma de decisiones cuando se enfrenta una nueva situación, suponiendo, aunque sin demostrarlo, que las reglas siguen siendo válidas bajo las nuevas condiciones de diseño.

* Diseño evolutivo. Este método tiene como objetivo la adquisición sistemática de experiencia que permita proponer modificaciones al diseño base de un proceso que satisfaga las restricciones al proceso y las especificaciones deseadas de los productos y consiste en la generación sucesiva de configuraciones de proceso, cada una basada en la anterior y presentando una mejora con respecto a ésta, llevando un procedimiento lógico.

* Búsqueda de algoritmos y optimización directa. En este método se utilizan algoritmos matemáticos y técnicas de optimización que permiten generar en forma exhaustiva todas las posibles alternativas y evaluarlas, de tal forma que se garantice la configuración óptima, esto se logra a través de una función objetivo establecida previamente.

1.1.2 Análisis de procesos

La etapa de análisis de procesos consiste en evaluar las estructuras propuestas en la síntesis de procesos.

Durante la evaluación del proceso es necesario determinar las variables relevantes y los valores que éstas adquieren durante el proceso, así como los modelos matemáticos que describen las operaciones del proceso, los métodos de convergencia y los modelos termodinámicos que permiten la correcta estimación de las propiedades termodinámicas.



Cada solución al problema original de la síntesis de un proceso implica un nuevo problema de análisis del proceso; una vez que se define el diagrama de flujo del problema original, se plantea el análisis de este proceso para establecer las salidas que se obtienen y compararlas con las que se habían estipulado originalmente.

El avance de la tecnología hace posible el uso de computadoras de alta velocidad, éstas permiten la simulación matemática compleja de procesos. Las simulaciones pueden identificar las debilidades en el diseño y permiten a los ingenieros seleccionar las mejores alternativas. Este tema se desarrollará detalladamente en el Capítulo 2 de este trabajo.

1.1.3 Optimización de procesos

La información obtenida del análisis de procesos es utilizada para obtener el mejor proceso técnica y económicamente. Para optimizar un sistema se debe establecer una función objetivo, la cual trata de maximizar algún tipo de beneficio o salida del sistema, o de minimizar algún tipo de costo o entrada al proceso

Es necesario hacer notar que para que un método de optimización dé lugar a mejores resultados es necesario que la información proporcionada sea adecuada y suficiente; estos métodos sólo son formas eficientes de exploración, pero no pueden *per se* sustituir el conocimiento cuantitativo de los fenómenos que ocurren en el proceso estudiado.

1.1.3.1 Condiciones necesarias para la optimización de un problema

Las condiciones necesarias para optimizar un problema son las siguientes:

1. Definir los límites del sistema.

2. Elegir un criterio cuantitativo, es decir, establecer una función objetivo para medir el desempeño del sistema, índice que permita identificar el mejor diseño y cumplan los factores técnico y económico.

* Factores económicos: capital total, costo anual, retorno sobre la inversión, relación costo-beneficio, etcétera.

* Factores técnicos: tiempo de producción mínimo, velocidad de producción máxima, utilización de energía mínima.



3. Seleccionar las variables del sistema con la finalidad de caracterizar y/o identificar a las alternativas postuladas.

- * Variables independientes del sistema
- * Parámetros del sistema

4. Definir un modelo matemático que exprese la forma en que las variables están relacionadas, donde un modelo matemático es la representación matemática de los aspectos esenciales de un sistema y que presenta conocimiento del mismo en una manera útil.

Los aspectos a considerar en el modelado son:

- a) Ecuaciones de balances de materia y de energía
- b) Relaciones de diseño
- c) Ecuaciones que describen el fenómeno físico
- d) Desigualdades: definen los rangos de operación permitidos, especifican los requerimientos de desempeño máximo o mínimo y/o fijan los límites en la disponibilidad de recursos.

1.1.3.2 Procedimiento para resolver problemas de optimización

Un procedimiento general para resolver los problemas de optimización es el siguiente:

1. Analizar el proceso y definir las variables y características específicas de interés. Elaborar una lista de todas las variables.
2. Determinar el criterio de optimización y especificar la función objetivo en términos de las variables listadas anteriormente, junto con los coeficientes.
3. Desarrollar, vía expresiones matemáticas, un modelo de proceso o equipo que relacione las variables de entrada - salida de un proceso con los coeficientes asociados.
4. Si la formulación del problema es demasiado grande:
 - a) Dividirlo en partes manejables
 - b) Simplificar la función objetivo
5. Aplicar una técnica de optimización adecuada respecto a la formulación matemática del problema
6. Verificar las respuestas y examinar la sensibilidad de los resultados a cambios en los coeficientes e hipótesis del problema.



1.1.4 El diseño total de un proyecto

El proyecto inicia a partir de una necesidad, estableciendo un objetivo y va tomando forma conforme se van realizando las tareas de síntesis, análisis y la optimización de procesos, el resultado da lugar a las siguientes acciones en el proyecto:

- a) Construcción del diagrama de flujo
- b) Desarrollo de los balances de masa y energía
- c) Consideración de diseños de procesos alternativos
- d) Dimensionamiento de equipo
- e) Diseño de los sistemas de control
- f) Evaluación económica
- g) Realización de estudios de optimización
- h) Determinación de las medidas de seguridad
- i) Evaluación del impacto ambiental

Los ingenieros relacionados con la ingeniería de procesos preparan documentos como resultado del diseño. Estos documentos sirven para definir el diseño y permiten asegurarse de que las diferentes partes del diseño se encuentran bien integradas, también son útiles para comunicar ideas y planes a otros diseñadores de procesos, a las agencias reguladoras externas, a los contratistas de la construcción y a los vendedores de equipo.

En orden creciente de detalle, estos documentos son:

* **Diagramas de flujo de bloques:** están compuestos de rectángulos y líneas indicando los flujos de materia y energía más importantes.

* **Diagramas de flujo de proceso (DFP):** muestran diagramas más realistas de las operaciones unitarias importantes así como línea del flujo. Incluyen generalmente un balance de materia y, a veces, un balance de energía, mostrando los valores de los flujos normales o de diseño, las composiciones de la corriente, las presiones y las temperaturas.

* **Diagramas de tuberías e instrumentación (DTI):** muestran todas las líneas de tuberías y válvulas junto con la ubicación de los instrumentos y esquemas de control.

* **Hojas de especificaciones:** muestran los requerimientos escritos de los equipos.



Además, los diseñadores escriben normalmente los procedimientos de operación para indicar cómo esperan que el proceso sea operado. Los documentos se mantienen después de la construcción para que el personal lo tenga como referencia. Los documentos son útiles también cuando se planean modificaciones al proceso. La Figura 1.3 muestra las tareas involucradas en el desarrollo total de un proyecto.

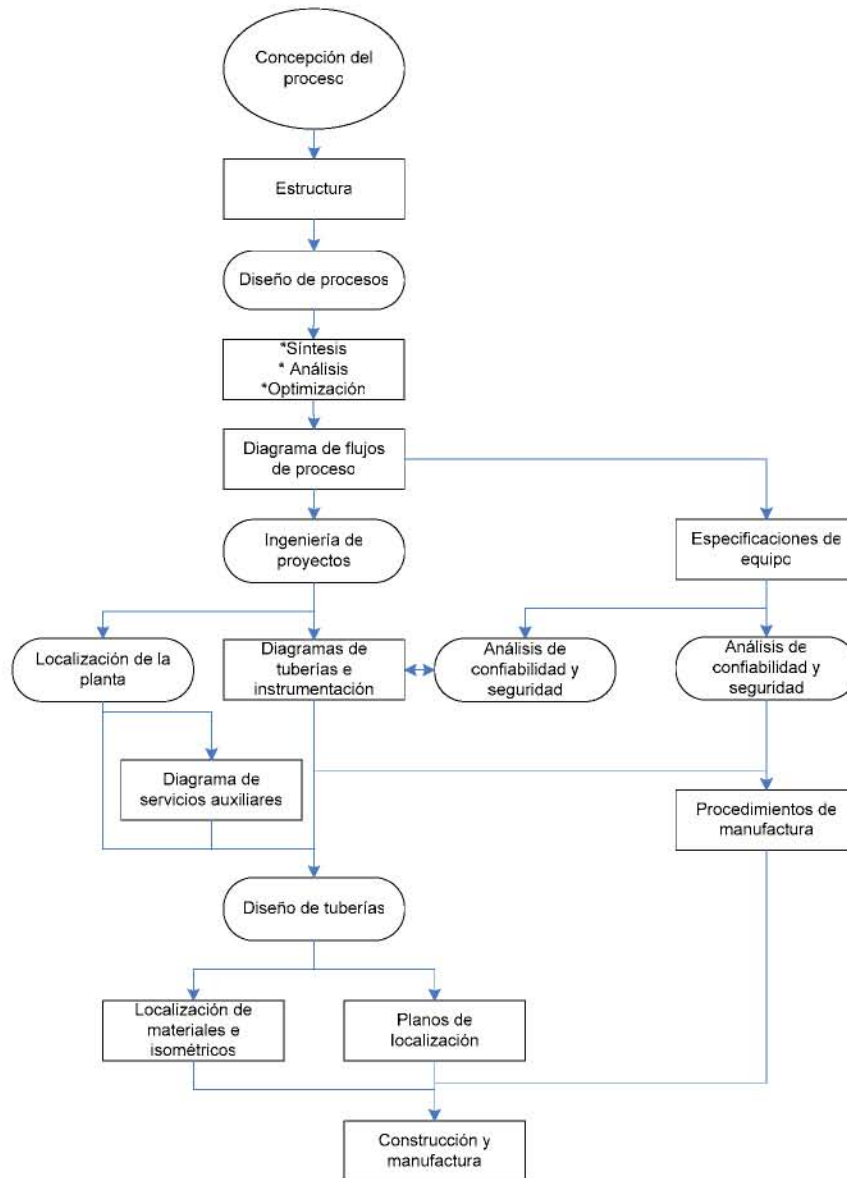


Figura 1.3 Etapas en el desarrollo total de un proyecto



1.2 Refinación de petróleo



Figura 1.4 Refinería Humber de ConocoPhillips, Reino Unido²

Como ya se ha mencionado anteriormente, el petróleo es un recurso natural que aporta el mayor porcentaje del total de la energía que se consume en el mundo, ha contribuido a la formación y crecimiento del mundo actual, haciendo que los países industrializados dependan de él en un grado extraordinario. En pocas palabras, el petróleo es la sangre del mundo industrializado.

Las principales aplicaciones del petróleo son: transporte (terrestre, marítimo y aéreo), calefacción, plásticos, fibras textiles artificiales, pinturas, detergentes, explosivos, fertilizantes, asfaltos, etcétera. De esta manera, los derivados del petróleo se utilizan en prácticamente todos los sectores.

Debido a la dependencia de la economía mundial del petróleo, a la inestabilidad y fluctuaciones de precios al que es sometido en el mercado internacional y al impacto ambiental, el petróleo está sometido a normas de calidad. Todos los productos derivados del petróleo deben cumplir requisitos de calidad y de seguridad para garantizar y controlar tanto su utilización, como el impacto ambiental que tiene su producción y uso. La Figura 1.4 muestra la imagen de la Refinería Humber, ubicada en Reino Unido.

² Tomada de: http://www.conocophillips.co.uk/jet_press_office/photo_library/Humber_Refinery.htm, cortesía de ConocoPhillips



1.2.1 El petróleo



Figura 1.5 Gota de petróleo

El petróleo (etimología del latín *petrus* - piedra y *oleum* - aceite; significa aceite de piedra) es una mezcla compleja no homogénea de hidrocarburos, compuestos formados por hidrógeno y carbono. Difieren mucho entre sí, desde amarillentos y líquidos a negros y viscosos. Estas diferencias son debidas a las relaciones entre los tipos de hidrocarburos. La Figura 1.5³ muestra cómo es una gota de petróleo.

Los componentes químicos del petróleo son separados y obtenidos por destilación mediante un proceso de Refinación, donde se extraen diferentes productos, tales como: propano y butano, gasolina, keroseno, gasóleo o diesel, aceites lubricantes, asfaltos, carbón de coque, etcétera. Todos éstos son productos de baja solubilidad.

1.2.2 Composición del petróleo

Los principales elementos que se encuentran en el petróleo se pueden observar en la Tabla 1.

Elementos	% en peso
Carbón	84 – 87
Hidrógeno	11 – 14
Azufre	0 – 2
Nitrógeno	0.2

La clasificación de los hidrocarburos que lo conforman es la siguiente:

* Hidrocarburos parafínicos: Son hidrocarburos saturados homólogos del metano (CH₄).
Fórmula general: C_nH_{2n+2}. Algunos ejemplos son:

³ Tomada de: http://www.stansholik.com/macro_pages/oil_drop.htm



Metano	Etano	Propano	n-Butano	n-Pentano
Isobutano	Isopentano	Neopentano	Iso octano	

* Cicloparafinas – Naftenos: Son hidrocarburos cíclicos saturados. Muchos de estos hidrocarburos contienen grupos metilo en contacto con cadenas parafínicas ramificadas. Fórmula general: C_nH_{2n} . Entre los que se encuentran:

Ciclohexano	1,1 Dimetilciclopentano	1,2,4 Trimetilciclohexano	Decahidronaftaleno (naftalina)

* Hidrocarburos aromáticos: Son hidrocarburos cíclicos no saturados constituidos por el benceno (C_6H_6) y sus homólogos. Fórmula general: C_nH_n . Algunos ejemplos son:

Benceno	Tolueno	Ortoxileno	Naftaleno	Bifenilo

Otros hidrocarburos:

* Olefinas: Son moléculas lineales o ramificadas que contienen un enlace doble de carbono. Fórmula general: C_nH_{2n} . No existen de forma natural en el petróleo, se forman durante su procesamiento.



* Dienos o diolefinas: Son moléculas lineales o ramificadas que contienen dos enlaces dobles de carbono

Los siguientes compuestos son ejemplos de olefinas y dienos:

Etileno	Propileno	Butileno (2-Buteno)	Isoamileno (3-Metil-1-buteno)	1,3 Butadieno

Otros compuestos que se encuentran en el petróleo son los sulfuros orgánicos, los compuestos de nitrógeno y de oxígeno. También hay trazas de compuestos metálicos, tales como el sodio (Na), hierro (Fe), níquel (Ni), vanadio (V), plomo (Pb), etcétera. Asimismo, se pueden encontrar trazas de porfirinas, que son especies organometálicas.

1.2.3 Clasificación del petróleo crudo

La industria petrolera clasifica de diversas formas el petróleo crudo, una de estas clasificaciones corresponde a su lugar de origen (por ejemplo, West Texas Intermediate o Brent), otra lo relaciona con su densidad o su viscosidad (ligero, medio o pesado); en Refinación también se clasifica como dulce y amargo, el primero hace referencia al bajo contenido en azufre, mientras que el segundo indica presencia de mayores cantidades de azufre y, por lo tanto, para éste último se requerirán más operaciones de Refinación para cumplir con las especificaciones actuales de los productos refinados.

1.2.4 Descripción del proceso de refinación

El petróleo crudo se precalienta en una serie de intercambiadores de calor y se envía a la sección de desalado para remover sales disueltas y sólidos contenidos en el crudo. El crudo desalado pasa por un segundo tren de calentamiento y entra a la columna de despunte, donde separan los compuestos ligeros del crudo. A continuación, el crudo se calienta en un horno a fuego directo y se carga en una columna de destilación que opera a presión atmosférica, donde se separan: butanos y gas húmedo, el intervalo de gasolinas no estabilizadas, nafta pesada, queroseno, gasóleo atmosférico y residuo atmosférico. El residuo atmosférico se envía a la columna de vacío, en donde se separa en gasóleo de vacío y residuo de vacío.



El residuo procedente de la columna de vacío se craquea térmicamente en una planta de coquización retardada para producir gas húmedo, gasolinas coquizadas, gasóleo y coque.

Los gasóleos procedentes de las unidades de destilación atmosférica y de vacío junto con el gasóleo procedente de la planta de coquización se utilizan como alimentaciones para las unidades de craqueo catalítico o craqueo con hidrógeno. Estas unidades rompen las moléculas pesadas en compuestos que presentan su punto de ebullición en el intervalo de la gasolina y del destilado combustible. Los productos procedentes del craqueo con hidrógeno son saturados. Los productos insaturados procedentes del craqueo catalítico se saturan y su calidad se mejora mediante reformado catalítico o hidrogenación.

Las corrientes de gasolina de la columna de destilación atmosférica, de la planta de coquización y de las unidades de craqueo se alimentan a un reformador catalítico, para elevar su número de octano. Los productos del reformador catalítico se mezclan para formar gasolinas normales y especiales para su venta.

Las corrientes de gas húmedo de la unidad de crudo, de la planta de coquización y de las unidades de craqueo, se fraccionan en la sección de recuperación de vapor, obteniendo así gas combustible, gas licuado del petróleo LPG, hidrocarburos insaturados (propileno, butileno y penteno), butano normal e isobutano. El gas combustible se quema en los hornos de la Refinería y el butano normal se mezcla para formar gasolina o LPG. Los hidrocarburos insaturados, y el isobutano se envían a las unidades de alquilación para su procesado.

La unidad de alquilación utiliza ácido sulfúrico o fluorhídrico como catalizador de la reacción de las olefinas con el isobutano, para formar isoparafinas que hierven en el intervalo de la gasolina. El producto, denominado alquilato, y con un alto contenido en octanos, se mezcla con las gasolinas especiales para automóviles y gasolinas de aviación.

Los destilados medios de la torre de crudo, de la planta de coquización y de las unidades de craqueo se mezclan con los combustibles diesel, combustibles para reactores y combustibles para calefacción.

En algunas refinerías, el gasóleo pesado de vacío y el crudo reducido procedente del crudo de base nafténica o parafínica, se procesan para la obtención de aceites lubricantes. Después de eliminados los asfaltenos en el desasfaltador con propano, el residuo de vacío se procesa con los gasóleos pesados de vacío para producir materias base para aceites lubricantes.



Los gasóleos pesados de vacío y desasfaltados obtenidos, se tratan en primer lugar mediante extracción con disolventes para eliminar los compuestos aromáticos pesados, siendo después desparafinados para mejorar el punto de fluidez. Posteriormente, se tratan con arcillas especiales para mejorar su color y estabilidad, antes de ser mezclados para la formación de aceites lubricantes.

Cada refinería posee su propio y único esquema de proceso, el cual está determinado por el equipo disponible, costos de operación y demanda del producto. El modelo óptimo de flujo para una Refinería viene dictaminado por consideraciones económicas y no existen dos refinerías que sean idénticas en operaciones. La Figura 1.6 muestra un esquema general de refinación.

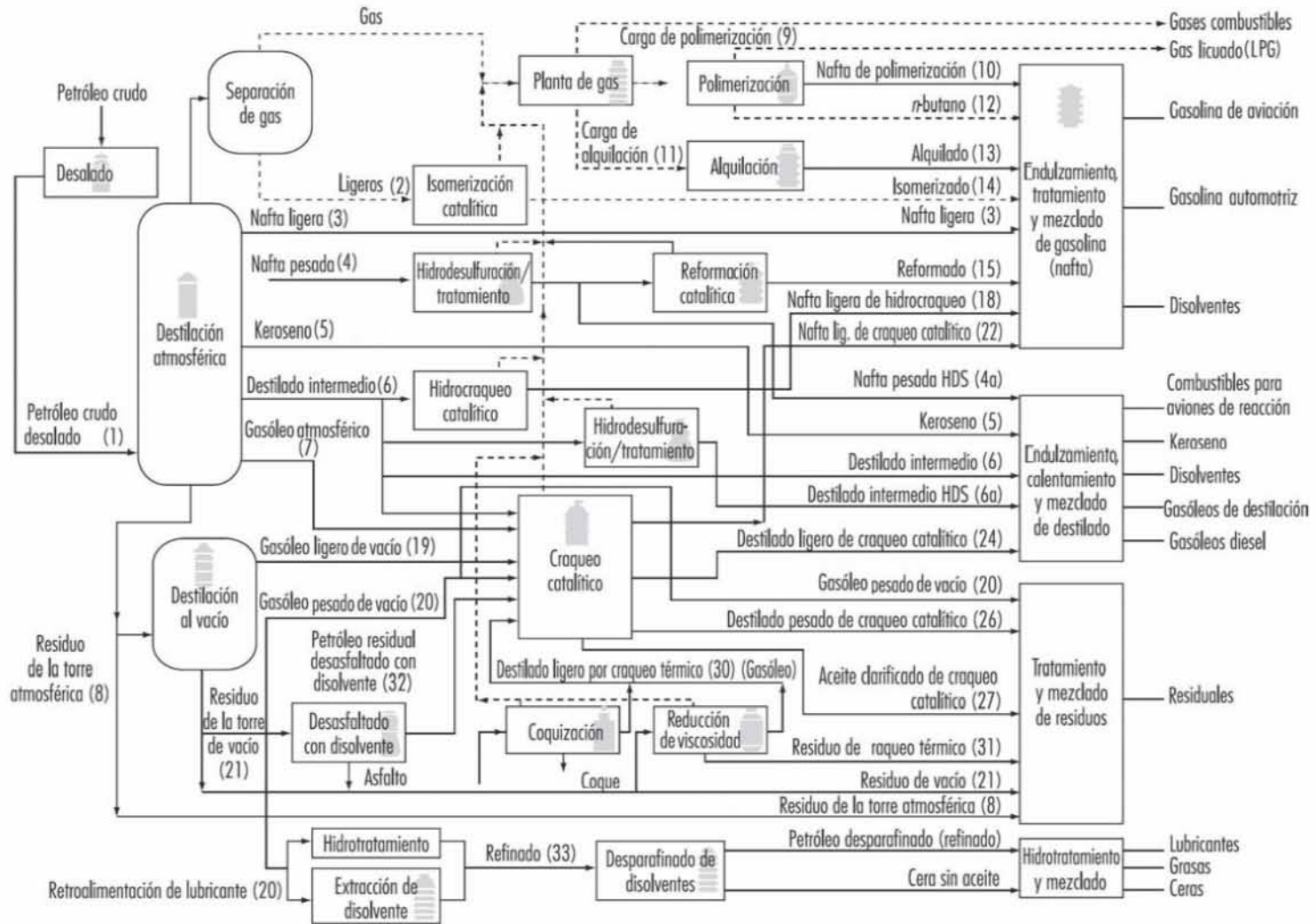


Figura 1.6 Esquema de la refinación del petróleo



1.2.5 Principales empresas petroleras

Es posible distinguir las principales empresas petroleras privadas y estatales en el mundo. Las empresas petroleras privadas más importantes son: Exxon Mobil (Estados Unidos), BP (British Petroleum, Reino Unido), Royal Dutch Shell (Holanda y Reino Unido). A mayor de distancia se sitúan Total (Francia), Chevron Texaco (Estados Unidos) y ConocoPhillips (Estados Unidos). Hay otras más pequeñas como Repsol YPF (España y Argentina), OMV (Austria) y Neste (Finlandia).

Sobre las empresas petroleras estatales hay menos información, pero entre las más importantes se pueden citar: PEMEX (México), PDVSA (Venezuela), Petrobrás (Brasil), Petronas (Malaysia), AGIP (Italia), además de las que tienen los países árabes y de Oriente Medio.

1.2.6 Petróleos Mexicanos (PEMEX)



Figura 1.7 Logo de PEMEX

Petróleos Mexicanos (PEMEX) es una empresa paraestatal mexicana, creada en 1938, encargada de la explotación de los recursos energéticos (principalmente petróleo y gas) en territorio mexicano, aunque también cuenta con diversas operaciones en el extranjero. PEMEX es la única empresa que puede explotar el petróleo en México. La Figura 1.7⁴ muestra el logo de PEMEX.

PEMEX opera por conducto de un corporativo y cuatro organismos subsidiarios:

- * PEMEX Exploración y Producción
- * PEMEX Refinación
- * PEMEX Gas y Petroquímica Básica
- * PEMEX Petroquímica

⁴ Tomada de: <http://www.pemex.com/>



1.2.6.1 PEMEX Refinación

Las funciones básicas de PEMEX Refinación son los procesos industriales de refinación, elaboración de productos petrolíferos y derivados del petróleo, su distribución, almacenamiento y venta de primera mano. La Subdirección Comercial de PEMEX Refinación realiza la planeación, administración y control de la red comercial, así como la suscripción de contratos con inversionistas privados mexicanos para el establecimiento y operación de las Estaciones de Servicio integrantes de la Franquicia PEMEX para atender el mercado al menudeo de combustibles automotrices.

PEMEX Refinación cuenta dentro de sus instalaciones con seis Refinerías: Refinería Ing. Hector R. Lara Sosa, Refinería Francisco I. Madero, Refinería Ing. Antonio M. Amor, Refinería Gral. Lázaro Cárdenas, Refinería Ing. Antonio Dovali Jaime y la Refinería Miguel Hidalgo.

Como ya se había mencionado en la introducción, el propósito de este trabajo es analizar a través de una simulación las modificaciones propuestas por una compañía a la Sección de Gas de la Unidad de Craqueo Catalítico de la Refinería Ing. Antonio M. Amor de Salamanca, Guanajuato. Es por eso, que a continuación se hará una breve descripción de esta Refinería.

1.2.6.1.2 Refinería Ing. Antonio M. Amor

En la década de 1940, debido a la necesidad de abastecer las crecientes exigencias del centro occidente del país, la administración de Petróleos Mexicanos decidió construir una Refinería, eligiéndose la ciudad de Salamanca.

Los terrenos se adquirieron en 1943. En 1946, se comenzó con el periodo de construcción tanto de talleres como de plantas de operación. Fue el 9 de febrero de 1950 cuando se inició la operación en la Refinería, invistiéndose con el nombre de Ingeniero Antonio M. Amor.



Ubicación geográfica de la Refinería

La Refinería Ing. Antonio M. Amor se encuentra ubicada en el centro de la República Mexicana, en la ciudad de Salamanca, estado de Guanajuato, con las siguientes características: 20° 34" latitud norte, 101° 12" longitud oeste, 630 mm Hg presión barométrica, 1720 m sobre nivel del mar, precipitación pluvial de 750 mm/año, humedad relativa de 65%, baja corrosión ambiental, temperatura promedio de 18°C, temperatura máxima de 34°C y temperatura mínima de -3°C

La zona en que se encuentra enclavada es de muy baja actividad sísmica y no existen registros históricos de huracanes, tormentas o eventos meteorológicos mayores.

Zona de influencia

Los estados que se ven beneficiados por la operación de la Refinería son: Durango, Nayarit, Jalisco, Colima, Michoacán, Guanajuato, San Luis Potosí, Zacatecas y Aguascalientes. La Refinería de Salamanca es la única que elabora aceites lubricantes, parafinas y alcohol isopropílico, los cuales se distribuyen en todo el país.

Infraestructura

La Refinería tiene cinco tipos de plantas (Figura 1.8):

- * Plantas energéticas
- * Plantas lubricantes
- * Plantas Ecológicas
- * Servicios auxiliares
- * Petroquímicos

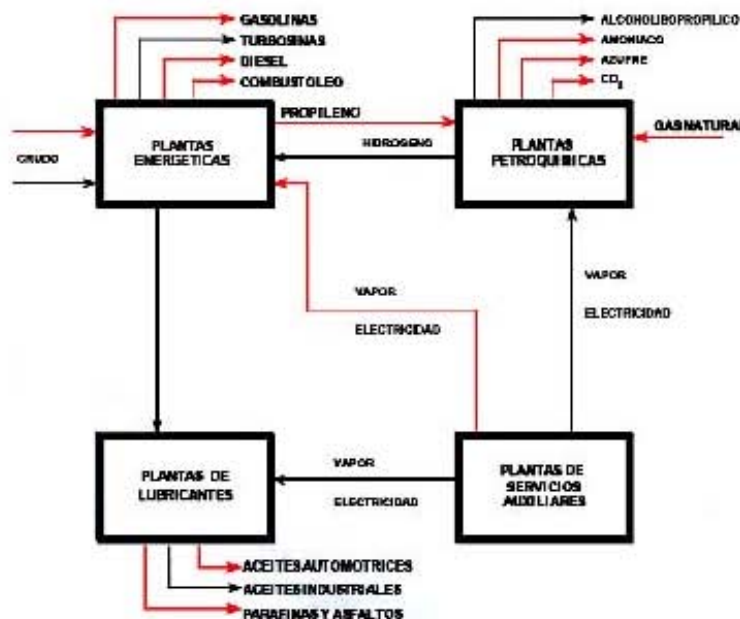


Figura 1.8 Diagramas de proceso de la Refinería Ing. Antonio M. Amor



El sector de la refinación de petróleo es una pieza clave en el impulso del desarrollo económico del país y que representa un gran desafío a la ingeniería de procesos. La ingeniería de procesos a través de sus tareas de síntesis, análisis y optimización, permite que en esta industria se puedan implementar y desarrollar los mayores avances tecnológicos en los diferentes procesos que la integran, teniendo como metas incrementar sus rendimientos y productividad, y al mismo tiempo permite obtener productos de calidad que satisfagan la demanda de los diversos productos.

A través de los modelos de simulación, la tarea de análisis se ve beneficiada, ya que se pueden examinar modificaciones a los procesos de refinación considerando los diferentes esquemas de procesamiento, tecnologías, cargas, logística de producción, entre otros, temas que se discutirán en el siguiente capítulo.

Capítulo 2. Simulación de procesos



Figura 2.1 Vista generadas por el software SmartPlant Review⁵

⁵ SmartPlant Review: es un entorno de visualización diseñado por Intergraph Process para la revisión interactiva y análisis de grandes y complejos modelos 3D de plantas de proceso y energía. Las imágenes e información sobre el programa se pueden consultar en: <http://ppm.intergraph.es/>



Capítulo 2. Simulación de procesos

2.1 Simulación de procesos químicos

“La simulación de procesos químicos es la representación de un proceso químico por medio de un modelo matemático, donde este modelo se resuelve para obtener información sobre el desempeño del proceso químico...” Douglas, J. M.⁶

La simulación de procesos permite el análisis de sistemas complejos por medio de métodos matemáticos válidos. Por lo tanto, se busca describir el comportamiento de un sistema y usar un modelo para predecir una conducta futura, es decir, los efectos que se producirán por cambios en el sistema y en su operación.

Algunas ventajas que presenta la simulación son las siguientes:

- * Estudio. Es posible estudiar procesos existentes de una forma más rápida, económica y completa que en una planta real. La simulación puede aumentar o reducir el tiempo real de forma análoga a como lo haría una cámara cinematográfica que acelera o ralentiza las imágenes. De este modo, se puede observar más fácilmente la operación del sistema.

- * Extrapolación. Con un modelo matemático adecuado se pueden ensayar intervalos extremos de las condiciones de operación, que pueden ser impracticables o imposibles de realizar en una planta real.

- * Estudio de conmutabilidad y evaluación de otros planes. Se pueden introducir nuevos factores o elementos de un sistema y suprimir otros antiguos al examinar el sistema con el fin de ver si estas modificaciones son compatibles. La simulación permite comparar distintos diseños y procesos que todavía no están en operación y ensayar hipótesis sobre sistemas o procesos antes de llevarlos a la práctica.

- * Repetición de experimentos. La simulación permite estudiar el efecto de la modificación de las variables y parámetros con resultados reproducibles. En el modelo matemático se puede introducir o retirar a voluntad un error, lo cual no es posible en la planta real.

⁶ * Douglas, J. M., “A Hierarchical Decision Procedure for Process Synthesis”, AIChE J., 31, 353 (1985).



* Cálculos de Control. La simulación constituye una importante ayuda material para el estudio de los sistemas de control con lazos abiertos y cerrados.

* Ensayos de sensibilidad. Se pueden ensayar la sensibilidad de los parámetros de costos y los parámetros básicos del sistema; por ejemplo, un incremento de un 10% en el flujo de alimentación podrá tener, según los casos, un efecto mínimo o un efecto muy importante sobre el funcionamiento de la instalación.

* Estudio de la estabilidad del sistema. Se puede examinar la estabilidad de sistemas y subsistemas frente a diferentes perturbaciones.

Aunque la simulación tiene muchas fortalezas y ventajas, también presenta desventajas, tales como:

* La simulación es una disciplina que requiere entrenamiento especializado y por lo tanto, las habilidades de los practicantes pueden variar ampliamente. La utilidad del estudio depende de la calidad del modelo y de la habilidad del modelador.

* La obtención de información confiable es altamente cuestionable. La simulación no puede compensar la información inadecuada o la deficiente aptitud en la toma de decisiones.

* Los modelos de simulación son modelos de entrada y salida, proveen la información de salida probable sobre los datos de entrada proporcionados. Los modelos no dan una solución óptima, sirven como herramienta para el análisis del comportamiento de un sistema a las condiciones especificadas.

2.1.1 Enfoques de la simulación

Existen diversos enfoques en los procesos de simulación, según el tipo de procesos (batch⁷ o continuo), si involucra el tiempo (estacionario o dinámico, incluye a los equipos batch), si maneja variables cuantitativas o cualitativas, etcétera.

⁷ Batch: Es un proceso por lotes.



2.1.1.1 Simulación en estado estacionario y simulación en estado no estacionario

La simulación en estado estacionario trata de establecer un comportamiento constante del proceso, el balance no presenta acumulación y no involucra el tiempo como variable, el sistema de ecuaciones refleja las variaciones de las variables de interés con respecto a las coordenadas espaciales; por lo que debe utilizarse un sistema de ecuaciones diferenciales a derivadas parciales (según el número de coordenadas espaciales consideradas). Este tipo de simulación es útil para establecer balances de materia y energía, conocer las especificaciones del equipo, y proporciona buenos estimados de las corrientes de proceso, requerimientos de las materias primas, entre otros.

Por otra parte, y como su nombre lo indica, la simulación en estado no estacionario evalúa y modela procesos en una secuencia de pasos con respecto al tiempo, donde el proceso entero se reevalúa al final del paso de tiempo basado en la evolución al principio de éste. Esta simulación permite representar procesos no continuos, requerimientos de arranque y paro de planta y permite analizar la evolución que se manifiesta en la transición entre dos estados estacionarios para un equipo o una planta completa. En este caso, el modelo matemático estará constituido por un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias cuya variable diferencial es el tiempo (parámetros concentrados). En caso contrario, se deberá resolver un sistema de ecuaciones diferenciales a derivadas parciales, abarcando tanto las coordenadas espaciales como el tiempo (parámetros distribuidos).

2.2 Herramientas para la simulación de procesos químicos

El diseño de una planta de procesos incluye no sólo la resolución de las ecuaciones de los balances de materia y energía para todas las unidades de proceso, sino también el dimensionamiento de equipos, así como sus restricciones de diseño, optimización y control de costos.

Un software que pueda llevar a cabo todas estas tareas para un proceso dado es conocido como “paquete de diseño de procesos asistido por computadora” (Computer Aided Process Design Package), en el que los cálculos para una unidad de proceso individual son tratados como bloques o como conjuntos de ecuaciones que constituyen el diagrama de flujo (flowsheet o flowchart) global del proceso.



La simulación de cada uno de los elementos que constituyen el proceso es una tarea relativamente sencilla en la que, a partir de todas las consideraciones de diseño junto con las económicas, se puede llegar a describir el funcionamiento del equipo. Sin embargo, un proceso consta habitualmente de un buen número de estos equipos, para los cuales las corrientes de entrada y salida están interrelacionadas constituyendo un problema de resolución mucho más complejo. Además, la mayor parte de los procesos contienen corrientes de recirculación y lazos de control, de modo que la resolución de todas estas interconexiones supone la aparición de cálculos iterativos⁸. Este es el motivo por el que su solución requiere de métodos numéricos que garanticen la convergencia de los cálculos. Para llevar a cabo estos cálculos, es necesario además y prioritariamente, disponer de datos de propiedades físicas, químicas y termodinámicas de todos los materiales y productos involucrados en el proceso.

Por último, es necesario que exista un programa que relacione todos estos elementos: propiedades físicas, termodinámicas, cálculos de diseño de los equipos, y que además relacione toda la información concerniente a los flujos establecidos entre ellos. El programa que conjunta las características descritas en los párrafos anteriores, se conoce como simulador de procesos químicos.

Aunque los programas de procesos (flowsheeting) fueron desarrollados como una herramienta de diseño, muchos de los programas funcionan en modo de cálculo. En estas condiciones se trata de establecer los resultados que se obtendrían con los parámetros de diseño hasta obtener condiciones similares a las que se espera para el proceso concreto. Este funcionamiento es conocido como "Simulación iterada".

2.2.1 Elementos de los simuladores de procesos químicos

Todos los simuladores de proceso tienen un número de funciones básicas (consistentes en un software que automatiza el sistema de información) agrupadas e integradas en diferentes combinaciones, que intentan satisfacer el diseño de procesos y las prácticas de evaluación en diferentes grados. Estas funciones incluyen la estimación de propiedades químicas, la descripción de interacciones moleculares como reacciones y distribución de fase y el modelado de equipo de procesos. Otras funciones básicas incluyen rutinas para el cálculo de costos de equipo, químicos y utilidades, así como rutinas de evaluación económica. Hay funciones adicionales que incluyen integración de energía, control de procesos y optimización de procesos. Las últimas tres funciones se consideran básicas a pesar de que son complejas y dependen de otras funciones básicas.

⁸ Iterativo: Que se repite. Son algoritmos que se caracterizan por realizarse mediante ciclos.



La descripción y funciones del software que se suele encontrar en los simuladores de proceso son las siguientes:

* Estimación de propiedades químicas: Un requisito clave es la necesidad de reproducir con precisión las propiedades que describen a las especies químicas. Las herramientas del simulador incluyen una base de datos que incluye reacciones y datos cinéticos, propiedades termodinámicas y propiedades de transporte.

* Hojas de cálculo: Son diagramas con la secuencia de operaciones, comprenden operaciones lógicas, en éstas se integran reacciones, separaciones, cambios de temperatura y presión, así como tareas de selección de equipo. Dentro de las mismas hojas de cálculo hay subrutinas enfocadas a lidiar con reacciones, transferencia de calor y los procesos de separación en el proceso, que se complementan con rutinas programadas para integrar las rutinas individuales.

* Modelos matemáticos: Son modelos que consideran gradientes en coordenadas temporales y espaciales. De acuerdo a la tarea involucrada tienen una rutina de cálculo en donde se utilizan técnicas de cálculo numérico y optimización.

* Modelos de los equipos de proceso: Son colecciones de balances rigurosos de materia y energía que se derivan de los principios de operación básicos y se resuelven utilizando métodos numéricos. Estas colecciones se combinan con rutinas lógicas que seleccionan grupos y reúnen una serie de ecuaciones apropiadas para la operación específica y el arreglo físico que el modelo intenta reflejar.

* Estimación de costos del equipo de procesos: Las rutinas de proceso realizan todas las tareas (obtiene relación de costos para un equipo, dimensiona equipo, cotiza el precio de acuerdo al tamaño del equipo, y ajusta el costo unitario para la presión, temperatura y materiales de construcción, estima costos de instalación, etcétera). Además de utilizar bases de datos computarizadas de costos de equipo.

Evaluación económica del proceso: Son rutinas computarizadas de evaluación económica que son esencialmente una compilación de relaciones de evaluación económica, ecuaciones y rutinas utilizadas en la evaluación económica manual.



2.2.2 Clasificación de los simuladores de procesos químicos

Los simuladores de procesos pueden dividirse en los siguientes tipos según el modelo que representa el proceso a simular: aproximación modular secuencial, aproximación modular simultánea y aproximación orientada a objetos o ecuaciones.

2.2.2.1 Aproximación modular secuencial

Este método es el más comúnmente usado en los procesos de simulación. Es similar al método tradicional de cálculo manual de una unidad de proceso. El programa que calcula los parámetros de funcionamiento del proceso particular es llamado módulo unitario (Unit Module). Para cada unidad de proceso en el diagrama de flujo existe un módulo unitario.

Dados unos valores de las corrientes de entrada, composición, flujos, temperaturas, presiones, entalpías y parámetros del equipo, el módulo unitario calculará las propiedades de las corrientes de salida. Las corrientes de salida de una unidad, constituirán las corrientes de entrada de otra unidad que sea contiguo. El ciclo se repite hasta que el proceso está completo.

La ventaja de este tipo de métodos es que la distribución en módulos de las distintas unidades de proceso, hace a los simuladores considerablemente flexibles y fácilmente ampliables. Por el contrario, y como desventaja, los problemas de simulación resueltos con este tipo de técnica son normalmente lentos, requieren de muchas iteraciones debido a la necesaria inicialización de variables, y sus métodos de cálculo deben ser necesariamente de convergencia lenta (método de Wegstein, de sustitución directa, entre otros).

2.2.2.2 Aproximación orientada a objetos (ecuaciones)

En esta aproximación, el diseño y la optimización son llevadas a cabo simultáneamente por el mismo programa. A causa de las restricciones lineales y no lineales impuestas por el problema de optimización, la aproximación modular se traduce en tiempos de cálculo excesivamente largos. Para solucionar este problema, se desarrolló la aproximación algebraica o aproximación orientada a ecuaciones.

La base de este método consiste en que todo el proceso puede ser representado mediante una colección de ecuaciones diferenciales y ecuaciones algebraicas no lineales que son resueltas simultáneamente.



Estas ecuaciones consisten en modelos, ecuaciones de interconexión, especificaciones de diseño y correlaciones de propiedades físicas y termodinámicas. Una planta de tamaño medio puede suponer un conjunto formado por varios miles de ecuaciones, que pueden ser agrupadas y resueltas por módulos. Esta técnica admite la utilización de métodos de cálculo mucho más complicados que la aproximación modular secuencial y la aproximación modular simultánea, particularmente la primera y ha permitido asimismo el desarrollo de algoritmos de partición y corte (partitioning & tearing) de modo que las recirculaciones sean más fácilmente tratables desde el punto de vista matemático. Además, admite estrategias de optimización simultánea mucho más complejas que en las otras técnicas.

Como desventajas, requiere de herramientas informáticas mucho más potentes que los anteriores para ser capaz de manejar el enorme (varios cientos de ecuaciones con cientos de incógnitas) y complejo (algunas de ellas diferenciales y en su mayor parte no lineales) conjunto de ecuaciones planteado.

2.2.2.3 Aproximación modular simultánea

Consiste en un método combinado desarrollado a partir de las técnicas precedentes. Este método implica los siguientes pasos:

- a) Para la primera iteración, se establecen estimaciones iniciales de los valores de las corrientes de recirculación.
- b) Se resuelve el problema utilizando una aproximación modular secuencial.
- c) Habiendo obtenido una primera estimación de los valores de las entradas y salidas para cada unidad, se construye una relación lineal entre ellas.
- d) Con el conjunto de ecuaciones lineales obtenidas, se resuelve el sistema de ecuaciones usando métodos de cálculo matricial para obtener un nuevo conjunto de valores de entrada.
- e) Si dos iteraciones de valores supuestos convergen dentro de una tolerancia admitida, la simulación se ha completado, en caso contrario, se vuelve a empezar por el apartado b).



2.3 Selección del simulador de procesos químicos

1.- La simulación del proceso incluye:

- * Balances de materia y energía
- * Equilibrio químico y de fases
- * Cinética de reacciones
- * Módulos de operación unitarios
 - * Operaciones unitarias
 - * Reactores químicos

2.- Para ello, el paquete de simulación debe disponer de:

- * Bases de datos termodinámicos
- * Datos experimentales
- * Métodos de cálculo de propiedades
- * Condiciones de operación y modelos de operación

3.- ¿Qué ventajas ofrece?

- * Posibilidad de simular condiciones existentes
- * Posibilidad de simular variación de condiciones
 - * Aumento de beneficios
 - * Reducción de residuos
- * Análisis de sensibilidad
- * Estimación de propiedades físicas
- * Ajuste de datos de planta a modelos
- * Dimensionamiento de equipos (diseño)
- * Análisis de costos
- * Optimización

2.3.1 Simuladores de proceso comerciales y su proveedor

A continuación se presentan los principales simuladores de uso comercial y sus proveedores:



Simulación en estado estacionario

Nombre	Proveedor
Aspen Plus	AspenTech
SuperPro Designer	Intelligen
CHEMCAD	Chemstations
HYSYS	AspenTech
PRO/II	Simsci-Esscor
PROMax	Bryan Reserach & Engineering
ProSimPlus	Prosim

Simulación dinámica

Nombre	Proveedor
Aspen Dynamics	AspenTech
DYNSIM	Simsci-Esscor
gPROMS	Process Systems Enterprise
HYSYS	AspenTech

2.4 Simulador de procesos HYSYS (AspenTech)



Figura 2.2 Logo de AspenTech, proveedor de HYSYS

HYSYS es un simulador de procesos para ser utilizado en la industria química, en particular en la refinación de petróleo. En HYSYS es posible crear modelos dinámicos rigurosos y en estado estacionario para diseño de planta, monitoreo, resolver problemas, para optimización de la operación, planeación y administración. A través de su interfase es fácil manipular variables de proceso y la topología de las unidades, así como también es posible personalizar la simulación. La Figura 2.2⁹ muestra el logo de la compañía AspenTech.

HYSYS utiliza el diseño orientado a objetos (ecuaciones) junto con un ambiente gráfico de eventos dirigidos, para permitir un ambiente de simulación interactivo donde los cálculos se efectúan automáticamente cada vez que se suministra nueva información y el acceso a la información no está restringido.

⁹ Tomada de: <http://www.aspentech.com/>



En cualquier instante, incluso si se están efectuando cálculos, es posible acceder a la información en cualquier parte de HYSYS. Así como se presenta nueva información, cada parte relacionada es renovada automáticamente, ya sea por especificación del usuario o por cálculos efectuados por HYSYS.

El ambiente de simulación integrado y el diseño de software permiten desarrollar operaciones dinámicas y en estado estacionario, especificar expresiones cinéticas de reacción y crear paquetes especializados para el cálculo de propiedades.

Debido a su buena integración, los módulos lucen y actúan como operaciones estándar, expresiones de reacción o paquetes de cálculo de propiedades. Las características automatizadas dentro de HYSYS permiten que comparta algunos objetos internos a otros programas con software ActiveX, como son Microsoft Excel, Visual Basic y Visio.

HYSYS ofrece un elevado grado de flexibilidad debido a que existen múltiples caminos para cumplir tareas específicas. Esta flexibilidad junto con un acercamiento lógico y consistente de cómo se llevan a cabo estas tareas hacen de HYSYS una herramienta de simulación de procesos versátil.

La utilidad de HYSYS se atribuye a cuatro aspectos clave en su diseño:

- * Operación de acontecimientos dirigidos
- * Operaciones modulares
- * Arquitectura de diagramas de flujo múltiples
- * Diseño orientado a objetos

* **Acontecimientos dirigidos**

Este concepto reúne la simulación interactiva y el acceso instantáneo a la información. La simulación interactiva significa que la información es procesada al mismo tiempo que ésta se suministra y los cálculos se realizan automáticamente. Además, el usuario no está restringido a saber la localización en el programa en donde se suministró la información.



* Operaciones modulares

Las operaciones modulares se combinan con el algoritmo de solución no secuencial. No sólo la información es procesada mientras se suministra, sino que los resultados se producen automáticamente a través del diagrama de flujo en ambos sentidos (hacia delante y hacia atrás). La estructura modular se refiere a que las operaciones pueden ser calculadas en cualquier dirección, usando información a la salida de una corriente para calcular las condiciones de entrada. Se alcanza la comprensión del proceso en cada etapa debido a que las operaciones se calculan automáticamente y los resultados se pueden observar inmediatamente.

* Arquitectura de diagramas de flujo múltiples

La arquitectura de diagramas de flujo múltiples puede utilizarse para crear cualquier cantidad de diagramas de flujo dentro de una simulación y asociarlos fácilmente al paquete de cálculo de propiedades con un grupo definido de unidades de operación.

* Diseño orientado a objetos

La separación de los elementos de interfase (cómo aparece la información) del código subyacente de ingeniería quiere decir que la misma información aparece simultáneamente en varios lugares. Cada visualización está vinculada a la misma variable de proceso, es decir, si la información cambia, la información se actualiza automáticamente en cada lugar.

Si una variable se especifica, también se muestra como especificación en cada sitio donde ésta es requerida. Esto significa que la especificación puede cambiarse en cualquier lugar donde aparezca, el usuario no está restringido a que deba hacer cambios en un solo sitio.

La simulación de procesos químicos es una herramienta útil para efectuar análisis sobre el diseño y las condiciones de operación de un proceso. Para utilizar esta herramienta de manera adecuada y aprovechar su potencial, es necesario: conocer la estructura de su programación, las tareas que se pueden realizar y las limitantes que presentan. En el siguiente capítulo se hace la descripción del proceso de la unidad FCC, el entendimiento claro de su funcionamiento y desempeño, es de suma importancia para llevar a cabo la simulación exitosa de la sección de gas.

Capítulo 3. Plantas de craqueo catalítico FCC



Figura 3.1 Unidad de craqueo catalítico de lecho fluidizado¹⁰

¹⁰ Tomada de: <http://www.eia.doe.gov/kids/energyfacts/sources/non-renewable/refinery.html>



Capítulo 3. Plantas de craqueo catalítico (FCC)

La unidad de craqueo catalítico de lecho fluidizado es una de las plantas más importantes en la refinación de petróleo, ya que ésta provee la mayor cantidad de productos para el pool de gasolinas (donde se unifican todas las gasolinas en la Refinería).

El principal objetivo de la unidad de craqueo catalítico es convertir gasóleos a compuestos de alto valor agregado. El gasóleo que se alimenta a la unidad de craqueo catalítico proviene de la destilación atmosférica, destilación de vacío y de la unidad de coquización retardada. En algunos casos, el gasóleo obtenido en las unidades antes mencionadas no es suficiente alimentación para la unidad de craqueo, por lo que se mezclan los residuos de la columna de destilación atmosférica y de vacío a la carga de alimentación.

En sus inicios, el craqueo se efectuaba térmicamente pero pronto se sustituyó por el craqueo catalítico, puesto que en este último se obtiene mayor cantidad de productos de alto octano, ligeros y al mismo tiempo se tiene menor producción de compuestos pesados.

Durante el craqueo catalítico, la actividad del catalizador se ve afectada por la deposición de carbón (coque) en su superficie. Debido a esto, el catalizador se regenera continuamente en una unidad separada, donde el coque se quema en presencia de aire, y posteriormente el catalizador regresa al reactor. Las reacciones que se efectúan en el reactor son endotérmicas, mientras las que se efectúan en el regenerador son exotérmicas, por lo que el calor producido en el regenerador se recupera y se suministra al reactor.

3.1 Craqueo catalítico de lecho fluidizado (FCC)

La unidad de craqueo catalítico de lecho fluidizado es muy compleja. Este proceso utiliza catalizador con un tamaño aproximado de 70 micrones que se comporta como fluido al ser aireado con vapor. El catalizador fluye continuamente entre el reactor y el regenerador, y funciona como medio de transferencia de calor del regenerador hacia la alimentación y al reactor. Dependiendo del arreglo del reactor y el regenerador, existen dos unidades en uso: "side-by-side" (lado por lado) y "orthoflow" o "stacked type" (flujo ortogonal o tipo estacado respectivamente). La Figura 3.2 muestra un esquema de la unidad FCC.

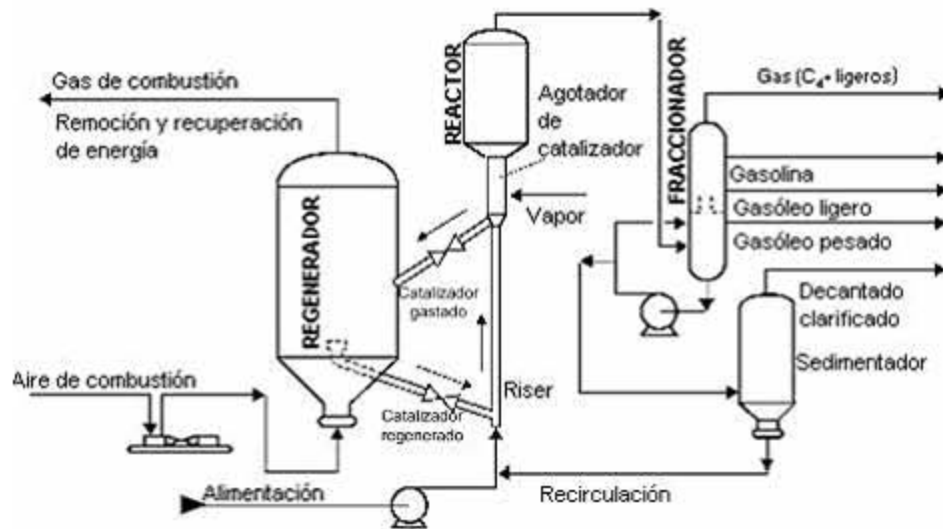


Figura 3.2 Unidad FCC

3.2 Descripción del Proceso

De acuerdo a su función, la FCC se puede dividir en las siguientes secciones: precalentamiento de la alimentación, reacción, regeneración, fraccionamiento, planta de gas y tratamiento de corrientes.

3.2.1 Sección de precalentamiento

La alimentación de la FCC proviene de diferentes unidades, estas corrientes se mezclan y envían a un tanque. Este tanque proporciona flujo estacionario a las bombas de carga y también sirve como medio para separar agua y/o vapor que va en las corrientes de alimentación.

Después, la alimentación se calienta a una temperatura que puede variar entre 270 y 375°C. Para calentar se utilizan generalmente los fondos de la sección de fraccionamiento. El precalentamiento de la alimentación es una forma de modificar la relación catalizador/alimentación.



3.2.2 Sección de reacción

El reactor-regenerador es el corazón de la FCC. La mayor parte de las reacciones ocurren en el tubo riser, con un tiempo de residencia menor a dos segundos, éstas suceden entre dos y cuatro segundos antes de que los productos y el catalizador se separen en el reactor. Sin embargo, algunas reacciones no selectivas continúan en el interior del reactor.

La alimentación proveniente de la sección de precalentamiento entra al tubo riser donde se mezcla con el catalizador regenerado y vapor. La relación entre catalizador y alimentación oscila entre 4:1 y 9:1 en peso. El calor absorbido por el catalizador en el regenerador provee la energía para calentar la alimentación a la temperatura deseada en el reactor. Por otro lado, las reacciones en el tubo riser son endotérmicas, por lo que requieren un suministro de energía. El catalizador que está en circulación provee esta energía. Las reacciones catalíticas ocurren en fase vapor, y éstas comienzan en el momento en que la alimentación se vaporiza. El aumento de volumen de los vapores que son generados, lleva al catalizador a la parte superior del riser.

Un riser ideal es semejante a un reactor de flujo tapón (PFR), donde el catalizador y el vapor viajan a lo largo del riser a la misma velocidad. El vapor se utiliza para atomizar la alimentación, con lo que aumenta la disponibilidad de ésta para encontrar los sitios activos del catalizador. Como consecuencia de las reacciones de craqueo, hay deposición de coque en el catalizador, lo que provoca reducción en la actividad del catalizador.

Actualmente, el reactor se utiliza como espacio para separar el vapor y el catalizador, y aloja el ciclón. Casi todas las FCC cuentan con un sistema de separación que consiste en algún dispositivo conectado al final del riser. Algunas unidades tienen un deflector para cambiar la dirección de flujo del catalizador, otras tienen una serie de ciclones después del riser. Algunas unidades emplean ciclones de una o dos etapas para separar partículas de catalizador remanentes en los vapores craqueados.

Es importante la incorporación de estos equipos para separar los vapores y el catalizador rápidamente, ya que un contacto prolongado da lugar al craqueo de los productos deseados y promueve la formación de productos no deseados.

Algunos hidrocarburos valiosos caen dentro de la sección de agotamiento junto con el catalizador. Se utiliza vapor para agotar estos hidrocarburos del catalizador. Un diseño eficiente busca un contacto óptimo en contracorriente entre el catalizador y el vapor.



Desde luego, no todos los vapores de hidrocarburo pueden salir de los poros del catalizador que está en el agotador. Una parte de éstos va junto con el catalizador a la sección de regeneración.

3.2.2.1 Reacciones de la FCC

Una serie de reacciones se lleva a cabo cuando una molécula de gasóleo se pone en contacto con catalizador entre 1200 y 1400°F. La distribución de los productos depende de muchos factores, incluyendo la naturaleza y la fuerza de los sitios activos del catalizador. Aunque la mayor parte del craqueo es catalítico, ciertas reacciones térmicas también ocurren. Factores como un contacto no ideal entre la alimentación y el catalizador en el riser y la ausencia de una rápida separación de los productos en el reactor pueden contribuir a que las reacciones de craqueo térmico se lleven a cabo. En la Tabla 3.1 se muestran las principales reacciones de la FCC.

Tabla 3.1 Reacciones importantes en la FCC	
1. Reacciones de craqueo: * Parafinas craqueadas a olefinas y parafinas más pequeñas * Olefinas craqueadas a olefinas más pequeñas * Escisión lateral de aromáticos * Naftenos (cicloparafinas) craqueados a olefinas y compuestos de anillo más pequeños	$C_{10}H_{22} \rightarrow C_3H_6 + C_7H_{16}$ $C_8H_{16} \rightarrow C_5H_{10} + C_3H_6$ $ArC_{10}H_{21} \rightarrow ArC_5H_9 + C_5H_{12}$ $Ciclo-C_{10}H_{20} \rightarrow C_6H_{12} + C_4H_8$
2. Reacciones de isomerización: * Olefinas a iso-olefinas * Parafinas a isoparafinas	$1-C_4H_8 \rightarrow trans-2-C_4H_8$ $n-C_4H_{10} \rightarrow iso-C_4H_{10}$
3. Transferencia de hidrógeno: * Ciclo-aromatización * Olefinas a parafinas y aromáticos	$Nafteno + Olefina \rightarrow Aromático + Parafina$ $C_6H_{12} + 3C_5H_{10} \rightarrow C_6H_6 + 3C_5H_{12}$ $4C_6H_{12} \rightarrow 3C_6H_{14} + C_6H_6$
4. Reacciones de transferencia trans-alkilación/grupo alquilo	$C_6H_4(CH_3)_2 + C_6H_6 \rightarrow 2C_6H_5CH_3$
5. Reacciones de formación de compuestos cíclicos de olefinas a naftenos.	$C_7H_{14} \rightarrow CH_3 - ciclo - C_6H_{11}$
6. Deshidrogenación	$n-C_8H_{18} \rightarrow C_8H_{16} + H_2$
7. Dealquilación	$iso-C_3H_7 - C_6H_5 \rightarrow C_6H_6 + C_3H_6$
8. Condensación	$Ar - CH = CH_2 + R_1CH = CHR_2 \rightarrow Ar - Ar + 2H$



3.2.3 Sección de regeneración

Esta sección tiene dos funciones: regenerar el catalizador y suministrar la energía necesaria para craquear la alimentación. El catalizador gastado contiene entre 0.8 y 2.5% en peso de coque, dependiendo de la calidad de la carga de alimentación. El coque se quema de acuerdo a las reacciones (Tabla 3.2):

Tabla 3.2 Reacciones que se presentan en la zona sección regeneración
$C + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO$
$2C + O_2 \rightarrow 2CO_2$
$C + O_2 \rightarrow CO_2$
$H + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$
$S + xO \rightarrow SO_x$
$N + xO \rightarrow SO_x$

El oxígeno para la combustión se obtiene del aire, el cual es suministrado por medio de un ventilador. El ventilador mantiene la cama de catalizador fluidizada, ya que provee presión y velocidad al aire.

El regenerador presenta dos regiones: la de fase densa y la de fase diluida. En la primera se localiza la mayor concentración de catalizador, la cual se ubica por encima del distribuidor de aire; la fase diluida se encuentra por arriba de la fase densa, está ubicada en la parte superior de la entrada al ciclón y presenta menor concentración de catalizador.

Después del regenerador, el catalizador fluye a una línea de transferencia conocida como "tubo vertical". Este tubo vertical provee la presión necesaria para recircular el catalizador en la unidad. En algunas unidades, el tubo vertical se extiende al regenerador, donde la sección superior se le conoce como tolva. La función de la tolva es proporcionar el tiempo suficiente al catalizador para ser aireado antes de entrar al tubo vertical.



A medida que el gas de combustión abandona la fase densa del regenerador, éste arrastra partículas de catalizador. La cantidad de partículas arrastradas depende de la velocidad superficial del gas de combustión. Las partículas más grandes caen en la fase densa, mientras que las partículas pequeñas quedan suspendidas en la fase diluida y después se transportan a los ciclones.

El gas de combustión que abandona la cámara de calefacción contiene una cantidad de energía apreciable. Por esta razón, se han desarrollado diferentes esquemas para recuperar esta energía. En algunas unidades el gas de combustión se envía a un calentador de CO para generar vapor de alta presión, en otras se manda a un intercambiador de agua para producir vapor. En la mayoría de las unidades se reduce la presión del gas de combustión hasta alcanzar la atmosférica para dar presión a la válvula del regenerador. En unidades más grandes se utiliza una turbina para recuperar esta energía; un tren de recuperación de energía tiene un turbo expansor, éste consiste en: un expansor, un motor/generador, un ventilador y una turbina de vapor.

Las partículas menores a 20 micrones escapan del reactor, a pesar de la operación adecuada del reactor y de los ciclones de regeneración. La presencia de estas partículas denominadas "finos" se deben principalmente a las velocidades de flujo de los gases y el vapor, a las propiedades físicas del catalizador y al desgaste de éste debido a las colisiones de las partículas con el interior del regenerador y otras partículas. Los finos que salen del regenerador son removidos por medio de un precipitador electrostático.

Por otro lado, la actividad del catalizador decae con el tiempo (sufre una desactivación). Esta pérdida se debe a las impurezas de la alimentación (níquel, vanadio y azufre), y a la temperatura (mecanismos de desactivación térmicos). Por esto, para mantener la actividad del catalizador, se agrega catalizador fresco continuamente. El catalizador se almacena en una tolva y se adiciona al regenerador.

El catalizador circulante se conoce como catalizador en equilibrio. Generalmente, algunas cantidades de catalizador en equilibrio se almacenan en una tolva de catalizador en equilibrio para su disposición futura (dependiendo de la calidad de las alimentaciones).



3.2.4 Sección de fraccionamiento

El propósito del fraccionador principal es retirar calor y recuperar productos líquidos del vapor proveniente del reactor; estos vapores provenientes del reactor entran a la base del fraccionador. La función principal de fraccionador es condensar y separar los productos de la reacción. Todo esto se completa con la condensación y revaporización de los hidrocarburos mientras que el vapor asciende a través los platos de la columna.

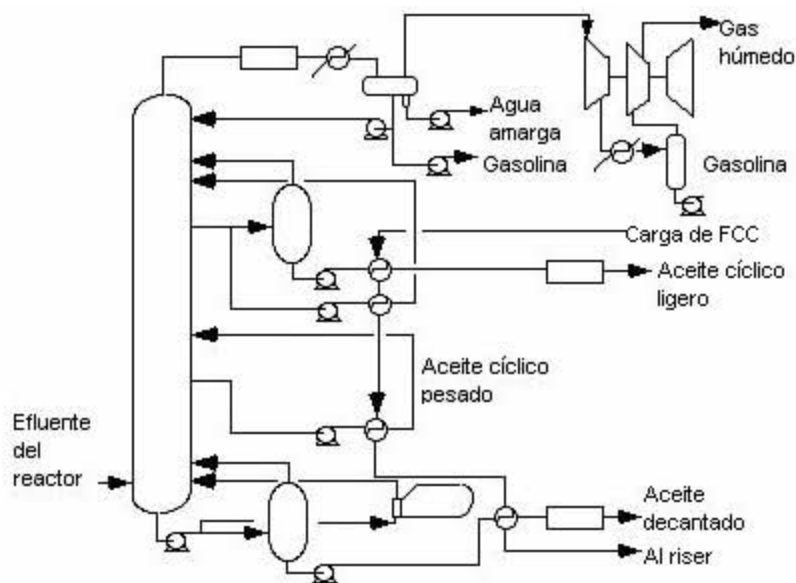


Figura 3.3 Fraccionador principal

La operación de la columna principal es similar a la columna atmosférica pero tiene dos grandes diferencias. Primero, el vapor efluente debe enfriarse antes de que el fraccionamiento empiece. Segundo, hay grandes cantidades de gases que irán a los domos de la columna junto con la gasolina inestable para una separación posterior.

El propósito de la sección de fondos de la columna es proveer una zona de transferencia de calor; las cubiertas, platos y rejillas son algunos de los dispositivos utilizados para retirar calor y enfriar el vapor. La recirculación enfriada (o pumparound: son sistemas enfriamiento laterales de la columna, para remover el calor del proceso, con el objetivo de mantener el reflujo adecuado en la torre) sirve también como un medio para limpiar los finos de catalizador arrastrados en el vapor. El flujo de apagado (quench) se ajusta para mantener la temperatura de los fondos por debajo de la temperatura que causa la coquización. Ésta corresponde a 370°C (700°F).

El calor recuperado de los fondos de la columna es utilizado para precalentar la alimentación fresca, generar vapor, servir como medio de calentamiento para los rehedidores en la planta de gas o como medio de calentamiento para alguna combinación de estas corrientes. El producto más pesado de la columna se conoce como aceite decantado, generalmente se utiliza como corte para producir gasóleo del número 6.



Además del aceite decantado, la columna está diseñada para tener otros tres cortes laterales: aceite cíclico pesado, aceite cíclico ligero y naftas pesadas. En numerosas unidades, el aceite cíclico ligero es el único que sale de la columna como producto. Éste se retira de la columna y es enviado a un agotador. Después de ser agotado con vapor, el aceite cíclico ligero se bombea a un tanque para su almacenamiento o a un sistema de hidrotreatmento para remover el azufre antes de mezclarse en el pool de gasolinas. En algunas unidades, una pequeña corriente del aceite cíclico ligero, llamado aceite esponja, se envía a un absorbedor de aceite esponja en la planta de gas. Mientras que en otras unidades, el aceite esponja es el aceite cíclico ligero enfriado, sin agotar.

El aceite cíclico pesado, las naftas pesadas y otras corrientes laterales de reflujo se utilizan para remover calor del fraccionador y dar calor a la sección de recuperación de gas insaturado. El calor recuperado, en cualquier punto de extracción, se sitúa para distribuir uniformemente cargas de líquido y vapor a través de la columna y para proveer el reflujo interno necesario.

La gasolina inestable y los vapores ligeros suben a través de la columna principal y salen como vapor, el cual es enfriado y condensado parcialmente en los condensadores del domo. La Figura 3.3 muestra el esquema del fraccionador principal de la unidad FCC.

3.2.5 Planta de gas y tratamiento de corrientes

La función de la planta de gas es separar la gasolina inestable y los gases ligeros en gases combustibles, compuestos C_3 , C_4 (incluyendo propano, propileno, n-butano, isobutano y butileno) y gasolina. Los elementos principales en la sección de gas son el compresor de gas húmedo, el absorbedor-agotador, el absorbedor secundario y la columna debutanizadora. Dependiendo de los productos obtenidos, la sección de gas puede presentar también una columna depropanizadora o un divisor de gasolinas.

La mayoría de las plantas de gas incluyen servicios de tratamiento para las diferentes corrientes de producto. Estos servicios pueden ser: unidades de tratamiento de aminas para la remoción de sulfuro de hidrógeno, así como unidades para la remoción o conversión de mercaptanos. En el siguiente capítulo se hará una descripción detallada de esta sección.

Capítulo 4. Planta de gas



Figura 4.1 Compresor de gas húmedo de la FCC de BAPCO (Bahrain Petroleum Company)¹¹

¹¹ Tomada de: <http://www.manturbo.com/en/index.php>



Capítulo 4. Planta de gas

La función de la planta de gas es separar la gasolina inestable y los gases ligeros en gases combustibles, compuestos C_3 , C_4 (incluidos propano, propileno, n-butano, isobutano y butileno) y gasolina. El propileno y el butileno son procesados en la unidad de alquilación con ácido sulfúrico o ácido fluorhídrico para producir gasolina de alto octano. Además, la mayoría de las plantas de gas disponen de un sistema de tratamiento para remover el azufre de estos productos. La Figura 4.2 muestra el esquema de la planta de gas de la unidad FCC.

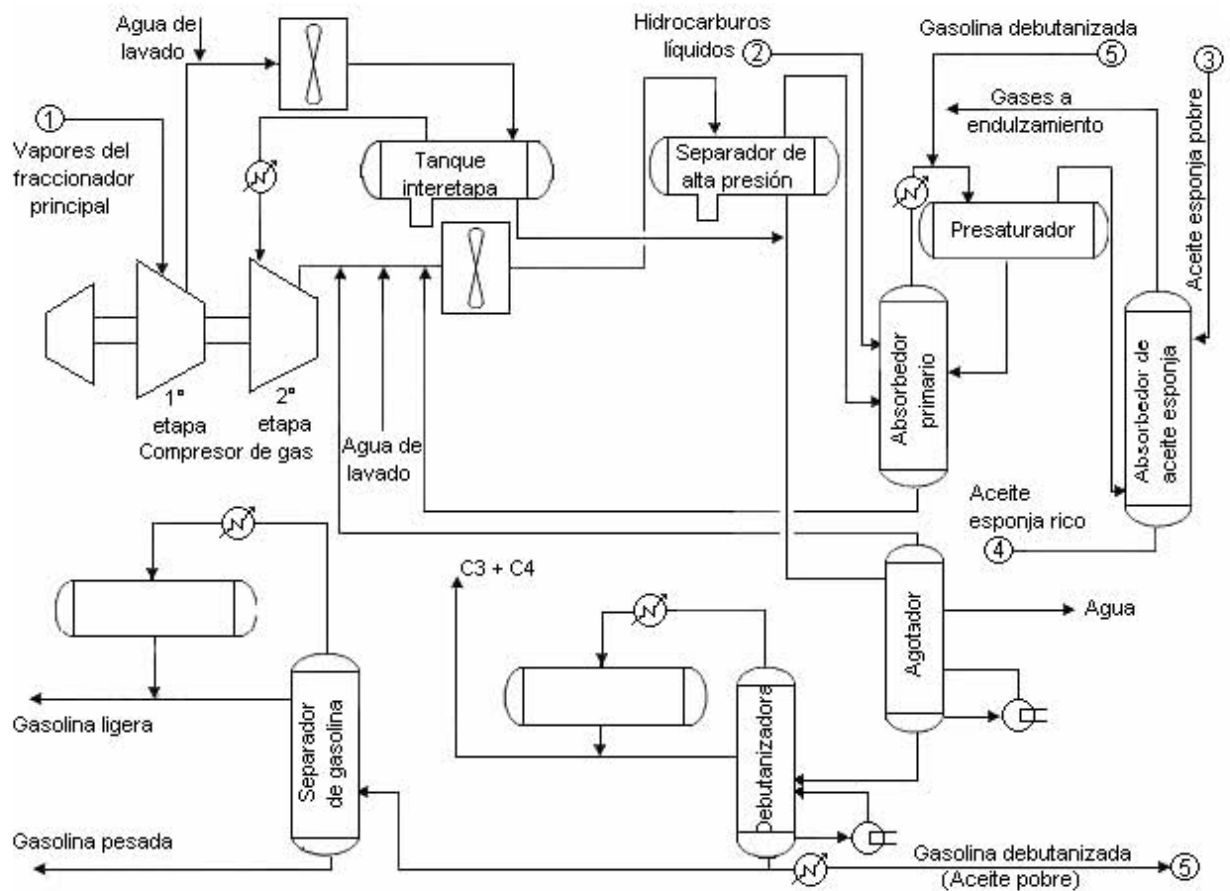


Figura 4.2 Planta de gas



4.1 Alimentación a la planta de gas y compresor de gas húmedo

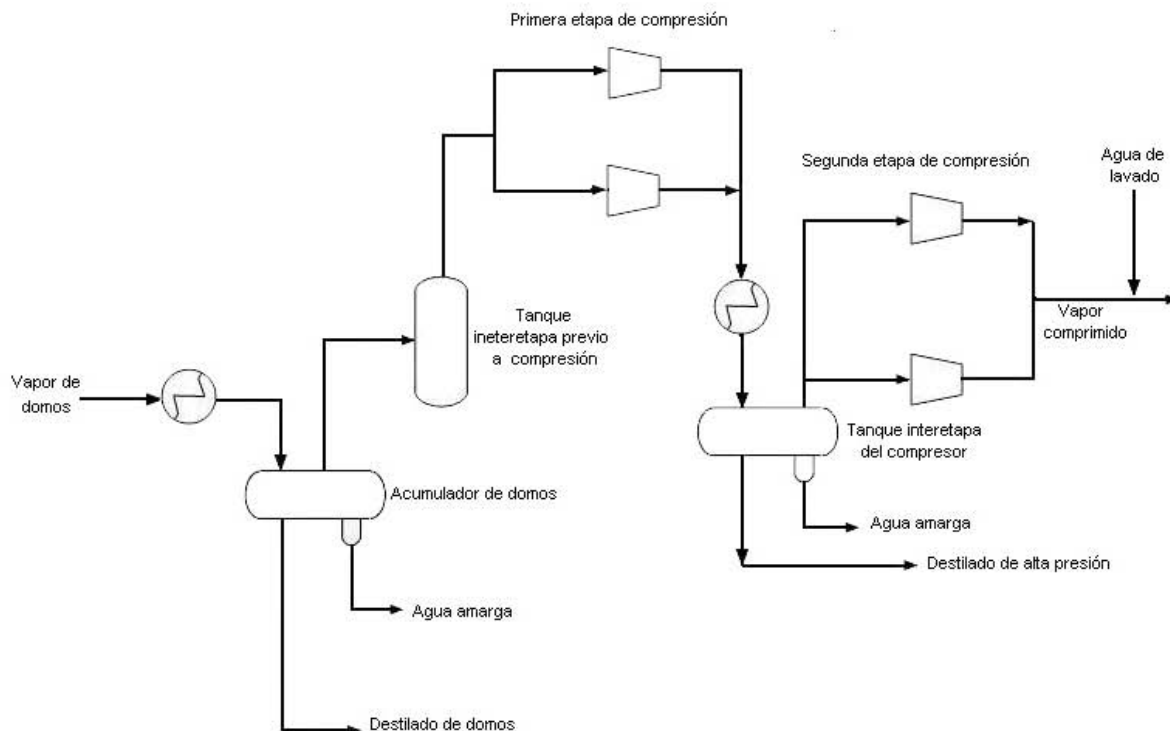


Figura 4.3 Sistema de compresión de gas húmedo

La corriente parcialmente condensada proveniente del condensador del fraccionador contiene vapores, hidrocarburos líquidos y agua. Éstos se envían a un tanque receptor que opera a baja presión (<15 psig). En el tanque de acumulación de domos, los hidrocarburos en fase vapor, los hidrocarburos líquidos y el agua se separan.

Los hidrocarburos en fase vapor se envían a un compresor de gas húmedo, el término “gas húmedo” se refiere a los componentes condensables de la corriente de gas. A las condiciones de operación del receptor de domos, la corriente de gas no contiene sólo etano y ligeros, sino también 90% de C₃ y C₄ y 10% de gasolina producida.

Normalmente, se emplea un compresor centrífugo de dos etapas para elevar la presión de la corriente de gas. Este tipo de compresor incorpora generalmente turbinas multietapa que son impulsadas por vapor de alta presión.

Al salir de la primera etapa, los vapores se condensan parcialmente y se separan en vapor y líquido en un tanque interetapa. Los hidrocarburos líquidos son enviados a un separador de alta presión o alimentados directamente a un agotador.



El vapor proveniente del tanque interetapa se envía a la segunda etapa de compresión. Al salir de la segunda etapa, el vapor comprimido se mezcla usualmente con gases y corrientes de gas LP de otras unidades de la Refinería. Algunos ejemplos de estas corrientes son: el vapor de domos del agotador primario, el aceite enriquecido del absorbedor primario y agua de lavado. Esta mezcla se condensa parcialmente y se separa en vapor y líquido a un separador de alta presión, donde se inyecta agua de lavado para diluir los contaminantes, tales como: sales de amoníaco, que pueden causar problemas al equipo.

Finalmente, el vapor y el líquido provenientes del separador de alta presión se envían a un absorbedor primario y a un agotador, respectivamente. El separador de alta presión es en esencia una etapa de separación con un enfriador externo localizado entre el agotador primario y el absorbedor.

4.2 Absorbedor primario

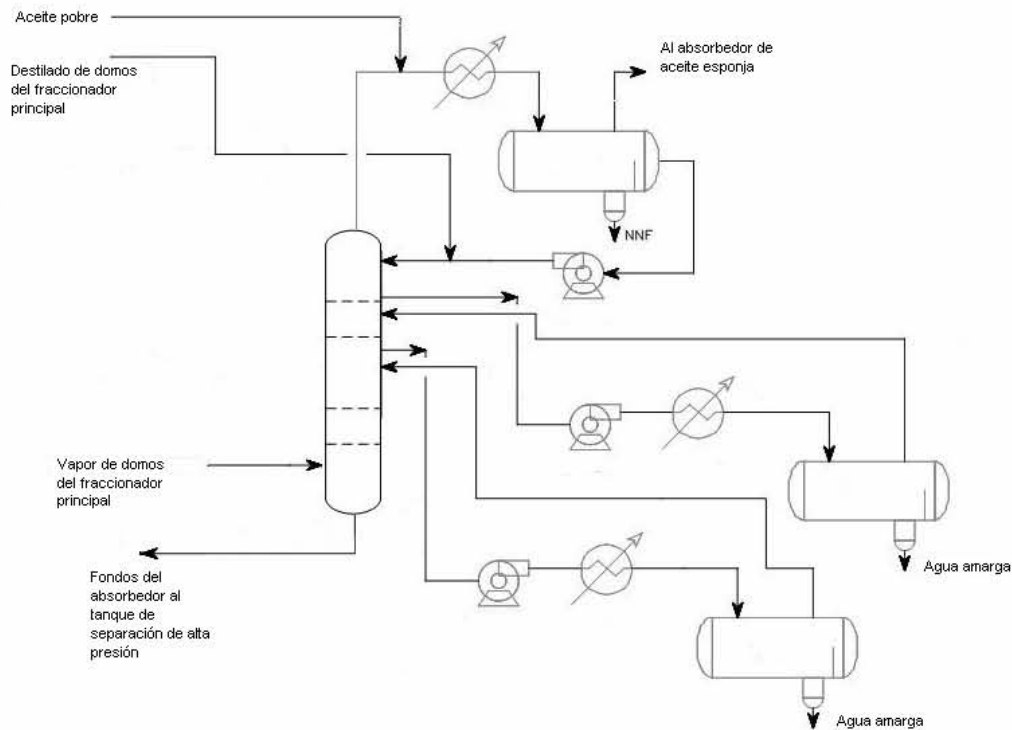


Figura 4.3 Absorbedor primario



La función del absorbedor primario es recuperar los compuestos C_3 y compuestos pesados de los vapores del domo del separador de alta presión. El vapor proveniente del separador de alta presión contiene cantidades apreciables de C_3 y pesados. Para recuperar estos componentes, el vapor del separador de alta presión se envía al absorbedor, entrando por el último plato. Generalmente, hay dos fuentes de aceites de absorción que se usan conjuntamente en la torre. La primera es hidrocarburo líquido proveniente del tanque receptor de domos del fraccionador principal. Esta corriente entra al absorbedor algunos platos por debajo del plato superior. El segundo absorbente corresponde a la gasolina debutanizada enfriada. La expresión “aceite pobre” se refiere generalmente a la gasolina debutanizada más la nafta inestable proveniente del tanque receptor de domos.

Para incrementar la recuperación de C_3^+ , numerosas plantas de gas usan tanques presaturadores, que funcionan como una etapa de absorción adicional. En esta operación, la gasolina debutanizada-enfriada se mezcla primero (se presatura) con el gas de domos del absorbedor. La mezcla se enfría y se separa en vapor y líquido en el tanque de presaturación. El líquido de este tanque se bombea después a la sección superior del absorbedor primario.

El gas proveniente del tanque presaturador se envía a un absorbedor de aceite esponja. El contacto entre la gasolina debutanizada y el gas del absorbedor primario en el tanque de presaturación da lugar al arrastre de C_5^+ en el gas.

Para mejorar la recuperación de C_3^+ , una cantidad de líquido se colecta en uno de los platos intermedios, se bombea a través de un interenfriador y se regresa al plato siguiente de donde se retiró. La Figura 4.3 muestra el esquema del absorbedor primario.

4.3 Absorbedor de aceite esponja

El vapor proveniente del absorbedor primario o del presaturador contiene una pequeña cantidad de gasolina. El propósito del absorbedor de aceite esponja es recuperar dicha gasolina. El término “aceite esponja” se refiere al aceite cíclico ligero agotado o sin agotar y se emplea en la absorción final de la corriente de gas seco. En lugar de aceite cíclico ligero, algunas unidades FCC emplean nafta pesada - enfriada como aceite esponja. La nafta pesada se toma del fraccionador principal; sin embargo, para recuperar la misma cantidad de gasolina, debe recircularse más nafta pesada.



El aceite esponja enfriado con agua entra al plato superior del absorbedor. El gas proveniente del presaturador o del absorbedor primario (en ausencia de un presaturador) fluye al absorbedor por el plato inferior. El aceite esponja rico se regresa al fraccionador principal. El gas pobre abandona el absorbedor y va a una unidad de endulzamiento antes de entrar al sistema de gas combustible de la Refinería. La Figura 4.4 muestra el esquema de un absorbedor de aceite esponja.

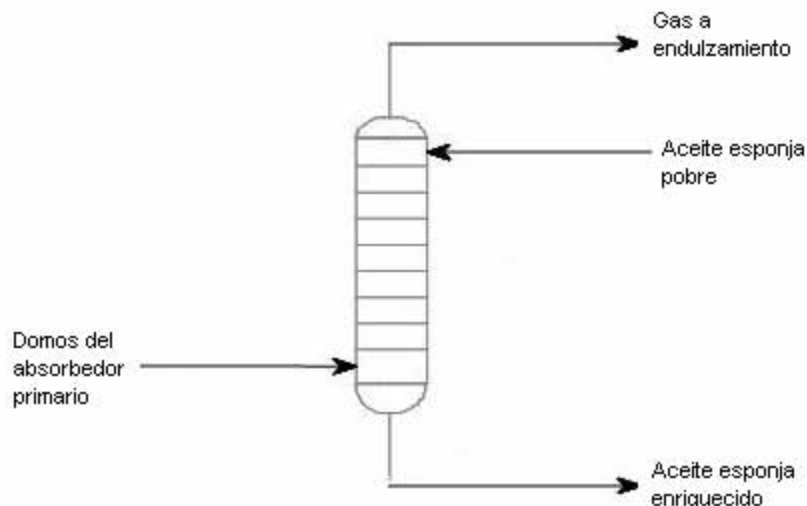


Figura 4.4 Absorbedor de aceite esponja

4.4 Agotador o columna deetanizadora

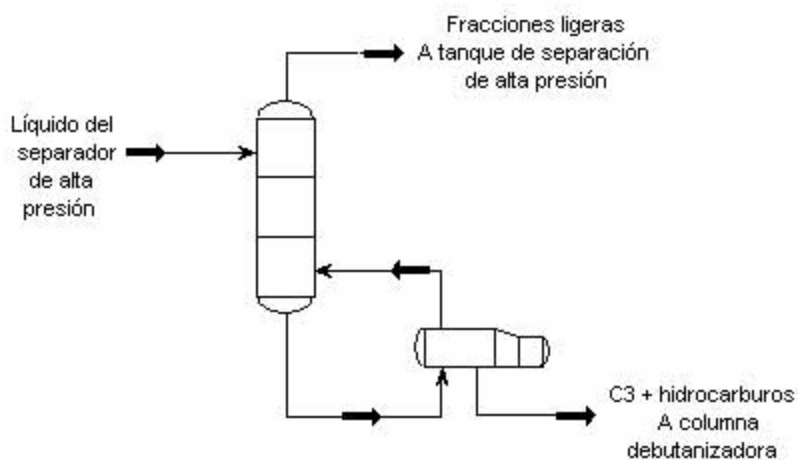


Figura 4.5 Agotador

El líquido del tanque de alta presión contiene, en su mayor parte, C_3 e hidrocarburos más pesados; sin embargo, también contiene pequeñas fracciones de C_2 , H_2S y agua arrastrada. El propósito del agotador es remover estas colas ligeras. El líquido entra al agotador por el plato superior. Un rehedor externo provee el calor

necesario para esta operación. Algunos ejemplos de medio de calentamiento son el vapor y los fondos de la columna debutanizadora. El vapor generado en el rehedor asciende por la torre y agota las fracciones más ligeras del líquido descendente.



El vapor rico es enviado al separador de alta presión a través del condensador. Las naftas agotadas abandonan los fondos de la torre y se envían a la debutanizadora. Generalmente, hay una salida de agua para evitar el arrastre de ésta. La Figura 4.5 muestra el esquema de un absorbedor de aceite esponja.

4.5 Columna debutanizadora

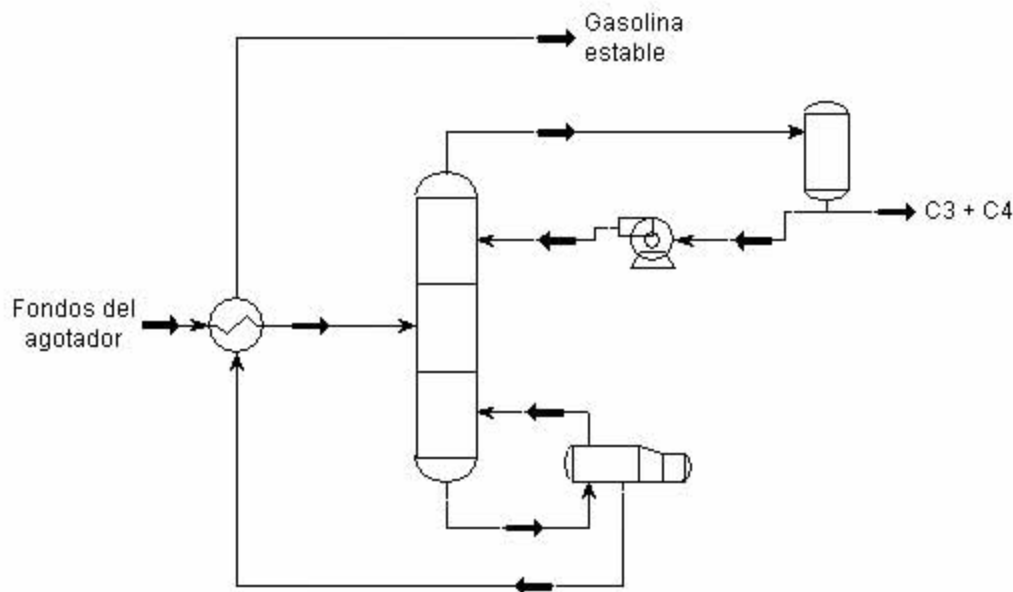


Figura 4.6 Columna debutanizadora

Los fondos del agotador contienen C_3 , C_4 y gasolina, la columna debutanizadora está diseñada para separar los compuestos C_3 y C_4 de la gasolina. La corriente proveniente de los fondos del agotador entra a la mitad de la columna debutanizadora. En algunas unidades, la alimentación se precalienta antes de entrar a la debutanizadora, mientras que en la mayoría de las unidades se alimenta directamente a la columna. La presión de operación de la columna debutanizadora es 50 psi menor a la presión del agotador. Una válvula de control regula el nivel de los fondos y ocasiona una caída de presión. Como resultado de este cambio de presión, parte de la alimentación se vaporiza.

La columna separa la alimentación en dos productos. El producto de domos contiene una mezcla de compuestos C_3 y C_4 . El producto de fondos es gasolina estable. El calor para separar estos productos proviene de un rehervidor externo. La fuente de calor es el producto de fondo del fraccionador principal recirculado y/o vapor.



El producto de domos se licúa totalmente en los condensadores. Una porción del líquido de domos se bombea y regresa a la columna como reflujo. El remanente se envía a una unidad endulzadora para remover ácido sulfhídrico y otros compuestos de azufre. Proveniente de la unidad endulzadora, la mezcla de C_3 y C_4 se envía a una unidad de alquilación. En algunas Refinerías, los domos se bombean a una columna depropanizadora donde los compuestos C_3 se separan de los C_4 . Los compuestos C_3 son procesados como alimentación para la industria petroquímica y los compuestos C_4 son enviados al proceso de alquilación.

Por otro lado, la gasolina debutanizada es enfriada, primero cede calor a un rehervidor del agotador o precalienta la alimentación a la columna debutanizadora. Después, pasa por una serie de enfriadores. Una parte de los fondos se bombea como aceite pobre al tanque presaturador o, en ausencia de éste, a un absorbedor primario. La parte restante se trata para remover el azufre presente y se mezcla en el “pool” de gasolinas de la Refinería. La Figura 4.6 muestra el esquema de una columna debutanizadora.

4.6 Separación de gasolinas

Una numerosa cantidad de Refinerías separa la gasolina debutanizada en gasolinas ligeras y pesadas. La separación se realiza para optimizar el mezclado de gasolina en el “pool” de la Refinería. En algunos separadores de gasolina, se retira un tercer corte “intermedio”. El corte intermedio es de bajo octano y se procesa en otra unidad para aumentar su número de octano.

4.7 Sistema de lavado

Para retardar la corrosión y los ataques abrasivos del hidrógeno en el equipo de la planta de gas, se inyecta agua a la descarga del compresor de gas húmedo.

La carga de alimentación a la FCC contiene concentraciones bajas de compuestos de azufre y nitrógeno. El craqueo de compuestos orgánicos de nitrógeno libera cianuro (HCN), amoníaco (NH_3) y otros compuestos de nitrógeno. Mientras que el craqueo de compuestos orgánicos de azufre produce sulfuro de hidrógeno (H_2S) y otros compuestos de azufre.

El agua proviene de la condensación del vapor de proceso utilizado en los condensadores del domo del fraccionador principal. En la presencia de H_2S , NH_3 y HCN, un ambiente húmedo se presenta en la planta de gas de la FCC. Este ambiente es conducente a ataques por corrosión.



Las reacciones químicas son las siguientes:

Tabla 4.1 Reacciones en el sistema de lavado
$H_2S \rightarrow 2H^- + HS^-$
$Fe + 2HS^- \rightarrow FeS + S^{-2} + 2H^0$
$FeS + 6CN \rightarrow Fe(CN)_6^{-4} + S^{-2}$

Estas reacciones dan lugar a la liberación de azufre, hidrógeno y a la formación de ácidos y sales. En la unidad FCC, estos compuestos son los principales agentes de corrosión, y se encuentran en los puntos de presión más alta; por lo que se inyecta continuamente agua de lavado en cada etapa de compresión, ésta hace contacto con el gas caliente y purifica la corriente de estos agentes. Hay dos formas de inyección: cascada y cascada inversa.

Sin la presencia de cianuro, el sedimento de sulfuro de hierro proporciona una capa protectora al equipo de proceso. Este sedimento inhibe los ataques de corrosión futuros. Sin embargo, el cianuro remueve este sedimento protector y expone al hierro a más ataques de corrosión. Además, sin cianuro, el H^0 atómico se combina a la forma gaseosa H_2 que es demasiado grande para difundirse en el acero. La presencia de cianuro permite la penetración de hidrógeno en el acero, causando fragilización por hidrógeno (fracturación).

La mayoría de las Refinerías emplea un lavado de agua continuo como método principal para retardar los efectos de la corrosión y la fragilización por hidrógeno. La mejor fuente de agua es tanto el vapor condensado o agua bien agotada proveniente de un agotador de aguas amargas.

En la planta de gas de la FCC, la mayor concentración de agentes corrosivos (H_2S , HCN y NH_3) se encuentra en los puntos de alta presión. El agua se inyecta usualmente en la primera y segunda etapa de la descarga del compresor. El agua se pone en contacto con el gas caliente y lava estos agentes. Hay dos métodos comunes de inyección: conexión en cascada delantera y conexión en cascada reversa. En la conexión de cascada delantera, el agua se inyecta normalmente a la descarga de la primera etapa del compresor. Proveniente del tanque interetapa, el agua se bombea a la descarga de la segunda etapa. Del separador de alta presión, el agua se presuriza al agotador de aguas amargas.



En la conexión de cascada en reversa, el agua fresca se inyecta en la segunda etapa de descarga. El agua que contiene agentes corrosivos se presuriza a la primera etapa de descarga y después sobre el domo del fraccionador principal. Proveniente del receptor de domos, el agua se bombea después al agotador de aguas amargas. La cascada en reversa requiere una bomba menos, pero una porción de cianuro captado en la segunda etapa de descarga se lanza en la interetapa, creando así una recirculación del cianuro. Consecuentemente, la cascada delantera es más efectiva minimizando el ataque del cianuro.

4. 8 Servicios de tratamiento

Los productos de la planta de gas, es decir, compuestos C_3 , C_4 y la gasolina contienen compuestos de azufre (a niveles que varían) que requieren tratamiento. La mayoría de las impurezas de los productos de la planta de gas son de naturaleza ácida. Algunos ejemplos de estas impurezas son el sulfuro de hidrógeno (H_2S), dióxido de carbono (CO_2), mercaptanos ($R-SH$), fenoles ($ArOH$) y ácidos nafténicos ($R-COOH$). Otras impurezas tales como el carbonilo y el azufre elemental pueden presentarse en las corrientes antedichas.

Las Refinerías usan una familia de aminas y soluciones de carácter básico (hidróxidos) para remover estas impurezas. Los disolventes de amina conocidos como alcanolaminas remueven el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno. El sulfuro de hidrógeno es venenoso y tóxico. Para el gas usado en los hornos y calentadores de la Refinería, la máxima concentración de H_2S es de alrededor de 160 ppm.

Las aminas remueven el H_2S aglutinado y parte del CO_2 . El tratamiento de aminas no es efectivo para la remoción de mercaptanos. Además, el tratamiento de aminas no puede remover H_2S suficiente si la corriente tiene que presentar la "Prueba de Empañamiento de la Tira de Cobre". Por estas razones, el tratamiento cáustico (básico) es el paso de pulido final empleado corriente debajo de las unidades de amina.



Algunas reacciones son (ver Tabla 4.2):

Tabla 4.2 Reacciones que se presentan en el sistema de lavado
Dióxido de carbono $\text{CO}_2 + 2\text{NaOH} \rightarrow \text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{H}_2\text{O}$
Sulfuro de hidrógeno $\text{H}_2\text{S} + 2\text{NaOH} \rightarrow \text{Na}_2\text{S} + 2\text{H}_2\text{O}$
Azufre mercaptano $\text{RSH} + \text{NaOH} \rightarrow \text{RSNa} + \text{H}_2\text{O}$
Ácido nafténico $\text{RCOOH} + \text{NaOH} \rightarrow \text{RCOONa} + \text{H}_2\text{O}$

4.8.1 Absorbedor de gas amargo

Un absorbedor de aminas remueve el sulfuro de hidrógeno aglutinado del gas amargo. El gas amargo que abandona el absorbedor de aceite esponja se dirige a un separador que remueve y licúa los hidrocarburos de los vapores. El gas del separador se envía al fondo de una columna de contacto de H_2S donde fluye en contracorriente con una solución enfriada de amina pobre proveniente de un regenerador de amina. El gas combustible tratado abandona el domo del absorbedor de H_2S y después va a un tanque de sedimentación para la remoción de disolvente arrastrado. Después, el gas combustible fluye del tanque de sedimentación a los límites de batería.

La solución de amina rica abandona el fondo de la columna de contacto y se envía a un separador de dos fases para separar los hidrocarburos disueltos de la solución de amina. La amina rica se bombea del separador al regenerador de amina. Una porción de la amina rica fluye a través de un filtro de partícula y de una cama de carbón. Los filtros de partícula se utilizan para remover suciedad, moho, sulfuro de hierro y otros materiales. El filtro de carbón, localizado corriente abajo de los filtros de partícula, remueve los hidrocarburos residuales de la solución de amina.



En el regenerador de amina, la solución de amina rica se calienta para revertir la reacción ácido-base que tiene lugar en la columna de contacto. Un rehervidor de vapor provee el calor necesario. La amina pobre caliente se bombea del fondo del regenerador y cede calor a la amina rica en el intercambiador de amina rica-pobre. Procedente de este intercambiador, la amina pobre se envía a un enfriador antes de entrar a la columna de contacto.

El gas amargo, el cual contiene pequeñas cantidades de amina, abandona el domo del regenerador. El vapor fluye al acumulador a través de un condensador. El gas amargo se envía a la unidad de azufre mientras que el líquido condensado es devuelto al regenerador.

Por muchos años, la mayoría de las unidades de amina utilizaron monoetanolamina (MEA) dietanolamina (DEA). Sin embargo, en años recientes el uso de aminas terciarias tales como metil dietanolamina (MDEA) ha sido común. Estos disolventes son menos corrosivos y requieren menos energía para regenerarse. La Figura 4.7 muestra un sistema de tratamiento de aminas.

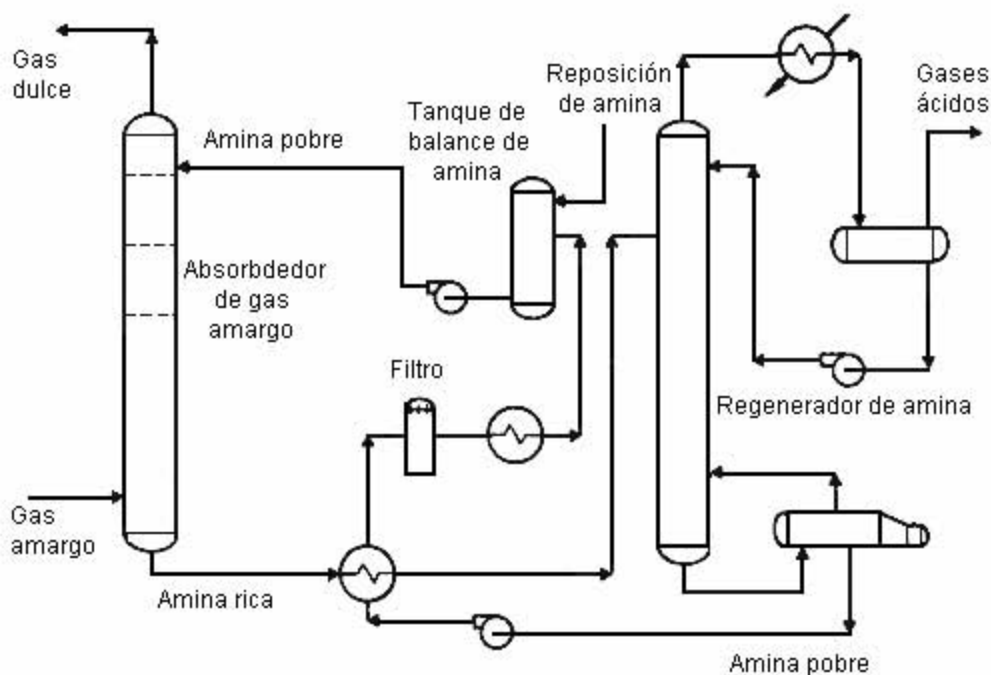


Figura 4.7 Sistema de tratamiento de aminas



4.8.2 Tratamiento de la corriente de LPG

La corriente de LPG, que contiene una mezcla de C_3 y C_4 , debe tratarse para eliminar mercaptanos y sulfuro de hidrógeno y así, producir un producto menos corrosivo, de olor más ligero y menos peligroso. Los compuestos de C_3 y C_4 provenientes de la columna debutanizadora se dirigen hacia el fondo de la columna de contacto de sulfuro de hidrógeno. La operación de esta columna de contacto líquido / líquido es similar al absorbedor de gas combustible. En esta columna, la amina es la fase continua. En esta forma, la interfase amina-hidrocarburo se encuentra en la parte superior de la columna. El nivel de interfase controla el flujo de LPG que sale de ésta. Algunas columnas de contacto operan utilizando al hidrocarburo como la fase continua. En este caso, la interfase se controla en el fondo de la columna. La corriente de C_3 y C_4 abandona el domo de la columna, donde está situado a menudo, para recuperar la amina arrastrada del LPG tratado

4.8.3 Tratamiento con soluciones básicas

Como ya se dijo anteriormente, el tratamiento con aminas no es efectivo para la remoción de mercaptanos. Los mercaptanos son compuestos orgánicos de azufre que tienen la fórmula general de R-S-H. Hay dos formas de tratar los mercaptanos. La primera consiste en endulzarlos, por ejemplo, convirtiéndolos en disulfuros y extrayendo la corriente de disulfuro. La otra opción es dejarlos como disulfuros en el producto.

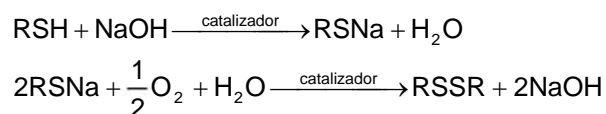
El endulzamiento de gasolina de la FCC es suficiente usualmente para cumplir con la especificación de azufre. Sin embargo, en áreas donde se vende la gasolina "reformulada", las regulaciones exigirán una reducción sustancial del azufre total en la gasolina. Los mercaptanos del LPG necesitan extraerse como se requiere en procesos posteriores como la alquilación. La presencia de azufre incrementa el consumo de ácido y también, produce subproductos indeseables.

Los procesos de endulzamiento y extracción usan generalmente hidróxido de sodio. La gasolina y la corriente de LPG pueden contener niveles bajo en ppm de H_2S . En este caso, es práctica común pasar estas corrientes a través de un tanque de prelavado con hidróxido de sodio para neutralizar el H_2S .

El proceso de endulzamiento utiliza una disolución de hidróxido de sodio (cuyo valor en grados Baumé sea bajo), un catalizador oxidante y aire para convertir los mercaptanos a disulfuros en un recipiente de mezclado.



Las reacciones se llevan a cabo de acuerdo a las siguientes ecuaciones:



La mezcla de hidróxido de sodio y disulfuros se transfiere a un tanque de sedimentación. Después del tanque, la gasolina se envía a un filtro coalescente, un filtro de arena o a una torre de lavado con agua antes de almacenarse. La solución de hidróxido de sodio se recircula en el recipiente de mezclado. En el proceso de extracción, el LPG proveniente de la torre de prelavado entra al fondo de una columna de extracción. La columna de extracción es una columna de contacto líquido-líquido, donde el LPG hace contacto en contracorriente con una solución de hidróxido de sodio. Los mercaptanos se remueven. El LPG tratado abandona el domo de la columna de extracción y va a un tanque de sedimentación, donde se separa el hidróxido de sodio remanente.

Del fondo de la columna de extracción, la solución de hidróxido que contiene mercapturos de sodio entra a un regenerador (oxidante). Aire de proceso y catalizador oxidante se inyectan a la solución de hidróxido de sodio entrante. El oxígeno reacciona catalíticamente con el mercapturo para formar aceite disulfuro. La corriente oxidante de domo se envía un separador/columna de contacto de disulfuros. Un disolvente de hidrocarburos (como naftas) se circula para lavar físicamente el aceite disulfuro de la solución de hidróxido regenerada. En el separador de disulfuros, se ventean los subproductos gaseosos, es decir, nitrógeno y oxígeno en exceso. La solución de hidróxido regenerada se devuelve al extractor y el disolvente que contiene aceite disulfuro se dispone en otras unidades.

4.9 Fraccionador propano-propileno

Aunque esta columna no se considera parte de la planta de gas de la FCC, sí es parte de la unidad de recuperación de gases de la refinería.

El propileno se utiliza para la obtención de gasolinas de alto octano y también como materia prima para la obtención de un gran número de productos como polímeros, disolventes, resinas, etcétera. El objetivo de esta columna es separar el propano y el propileno provenientes de la columna depropanizadora.



La alimentación, proveniente de un tanque de balance, entra a la mitad de la columna, donde se separa en compuestos ligeros, propano y propileno. Los compuestos ligeros se envían al sistema de gas combustible de la refinera, el propano se almacena y el propileno va a tratamiento antes de su uso como materia prima.

La cercanía en los puntos de ebullición del propano y el propileno hace que la separación sea complicada, lo que se ve reflejado en el diseño y condiciones de operación de la columna: presenta entre 150 y 200 platos; la presión de operación es de 285 psig aproximadamente; y la relación interna de reflujo se encuentra entre 0.90 y 0.97, esta relación depende de la composición de la alimentación, purezas requeridas de los productos, presión a la que opera la columna y número de platos.

La planta de gas recupera y separa los productos de domos del fraccionador principal en gas combustible, C_3 y C_4 . El siguiente capítulo describe cómo se efectúa la simulación de la sección de gas, por eso es importante conocer las principales características del proceso: las condiciones normales de operación, los principales productos obtenidos, los equipos de proceso involucrados, características que fueron el tema medular de este capítulo.

Capítulo 5. Simulación de la Planta de Gas FCC

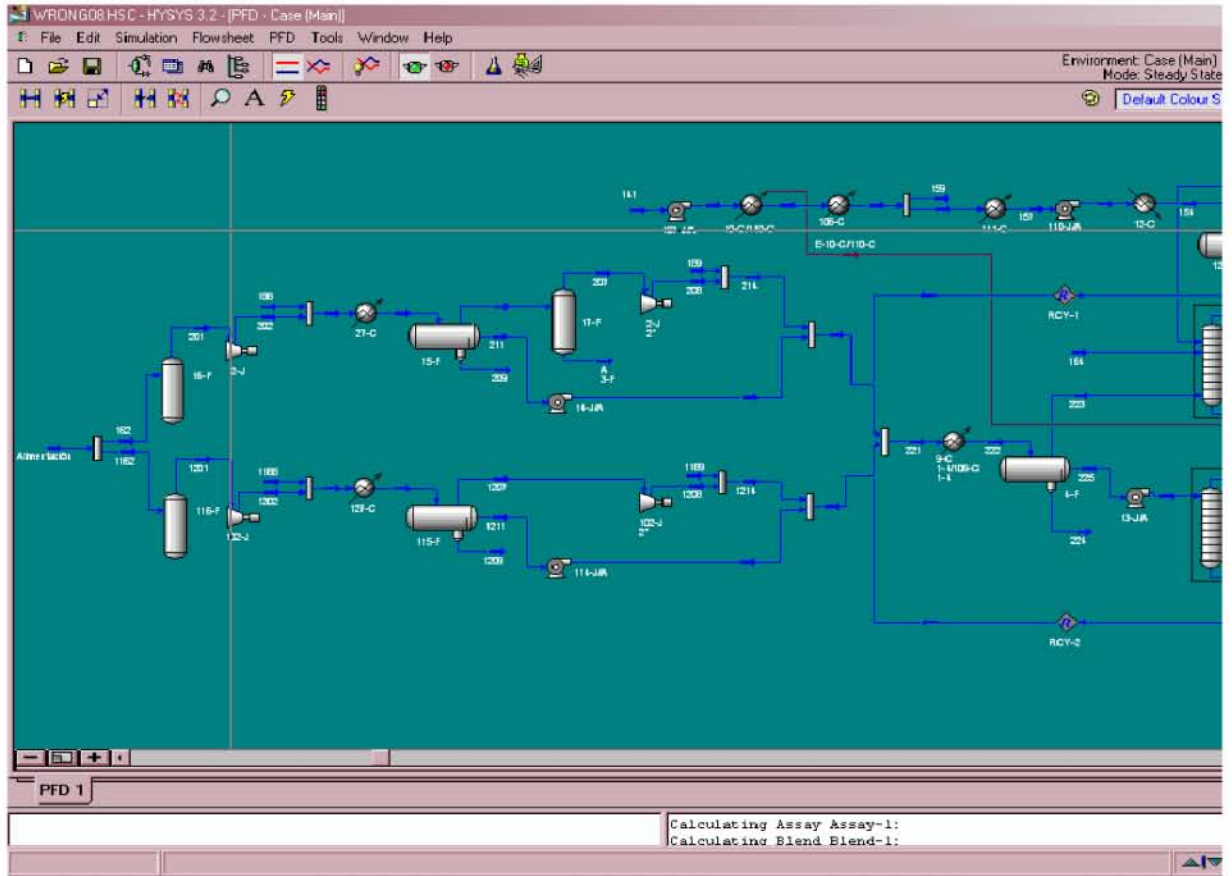


Figura 5.1 Vista de HYSYS



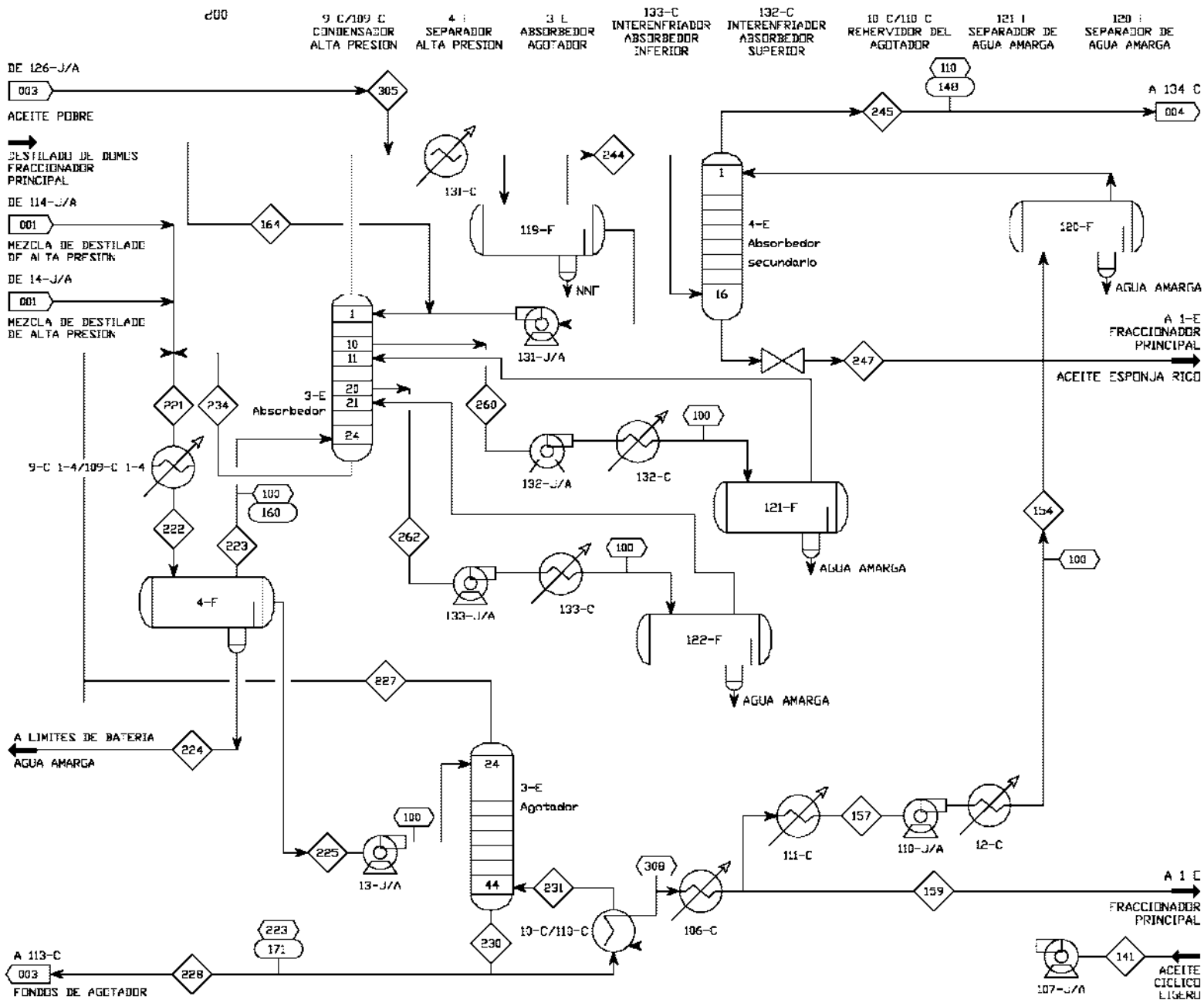
Capítulo 5. Simulación de la Planta de Gas FCC

La Planta de Gas FCC de la Refinería Ing. Antonio M. Amor se simuló de acuerdo a los cinco diagramas de proceso que se muestran en las páginas siguientes.

De estos diagramas, puede observarse que la Planta de Gas puede definirse en 9 unidades principales:

Nombre de la unidad	Unidad de proceso
3-E	Absorbedor-agotador
4-E	Absorbedor secundario
5-E	Columna debutanizadora
7-E	Columna de contacto LPG-amina
109-E	Columna de gas combustible-amina
8-E	Columna regeneradora de DEA
106-E	Columna depropanizadora
16-E	Fraccionador propano-propileno

La simulación realizada para este trabajo es una simulación en estado estacionario.



131-C CONDENSADOR DEL ABSORBEDOR

119-I TANQUE DE REFLUJO DEL ABSORBEDOR

12-C ENFRIADOR DE ACEITE ESPONJA

133-J/A BOMBA INTERENFRIADOR ABSORBEDOR INFERIOR

131-J/A BOMBA REFLUJO DE ABSORBEDOR

13-J/A BOMBA DE ALIMENTACION DEL AGOTADOR

132-J/A BOMBA INTERENFRIADOR ABSORBEDOR SUPERIOR

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO ABSORBEDOR/AGOTADOR Y ABSORBEDOR DE ACEITE ESPONJA MODERNIZACION DE LA SECCION DE GAS DE LA UNIDAD FCC

E00	114-C REFRIERATOR DEBUTANIZADORA	5-E DEBUTANIZADORA	113-C INTERCAMBIADOR FONDOS DEBUTANIZADORA/ ALIMENTACION	15-C CONDENSADOR DE DOMOS DEBUTANIZADORA	116-C INTERCAMBIADOR FONDOS DEBUTANIZADORA/ ALIMENTACION DEPROPANIZADORA	106-E DEPROPANIZADORA	19-C/119-C CONDENSADOR DE DOMOS DEPROPANIZADORA	
106-F ACUMULADOR DE DOMOS DEPROPANIZADORA	17-C ENFRIADOR DE PRODUCTOS DEPROPANIZADORA	122-C ENFRIADOR DE C3 LPG	20-C/120-C ENFRIADOR DE C4 LPG	126-J/A BOMBA DE ACEITE POBRE	115-J/A BOMBA DE REFLUJO DE DEBUTANIZADORA	117-J/A BOMBA DE REFLUJO DE DEPROPANIZADORA	116-J/A BOMBA DE ALIMENTACION DE DEPROPANIZADORA	118-C REFRIERATOR DE DEPROPANIZADORA

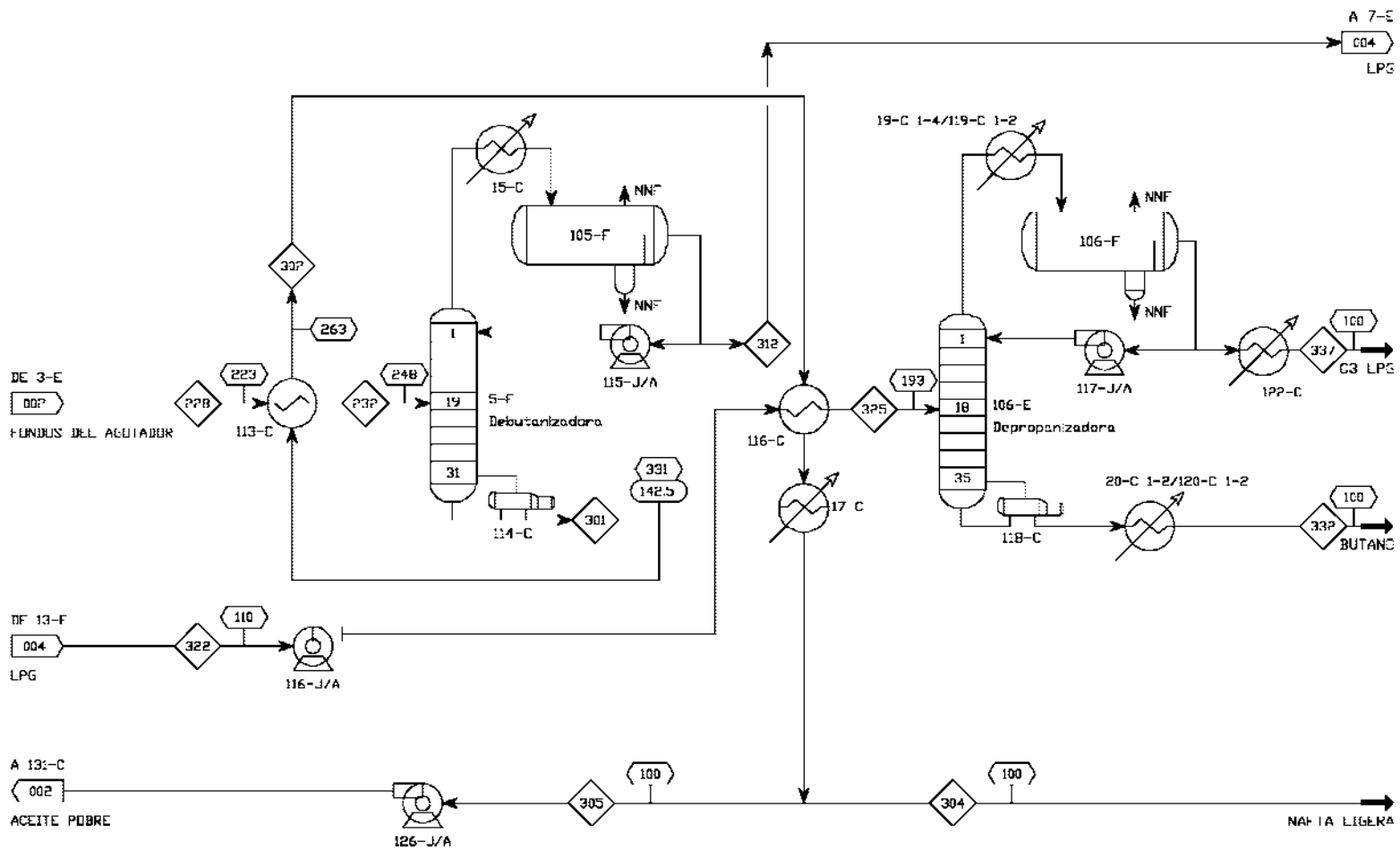


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
DEBUTANIZADORA
DEPROPANIZADORA
MODERNIZACION DE LA SECCION DE GAS
DE LA UNIDAD FCC

Xref: C:\Documents and Settings\Ahn Reyes\Mis documentos\Ahn\Varlos\Sera\MS\BORDE.dwg

700

134-C ENFRIADOR GASES DE COLA
 14-F TANQUE DE GASES DE COLA
 109-E COLUMNA DE CONTACTO GAS COMBUSTIBLE-AMINA
 104-L MEZCLADOR DE LPG
 7-E COLUMNA DE CONTACTO LPG-AMINA
 107-F SEPARADOR LPG
 111-F TANQUE HIDROCARBURO-AMINA

8-E REACTIVADOR DE DEA
 23-C INTERCAMBIADOR DE A RICA/DEA POBRE

125-C REHEVIVIR REACTIVADOR DE DEA
 13-F TANQUE DE ALIMENTACION DEPRENANTADORA

26-C/126-C CONDENSADOR DE BOMBAS REACTIVADOR DEA
 8-F ACUMULADOR BOMBAS REACTIVADOR DEA

118 J/A BOMBA DE AMINA POBRE
 117 J/A BOMBA LPG TRATADO AGUA DE LAVADO

19-J/A BOMBA DE BOMBAS REACTIVADOR DEA
 24-C ENFRIADOR AMINA POBRE

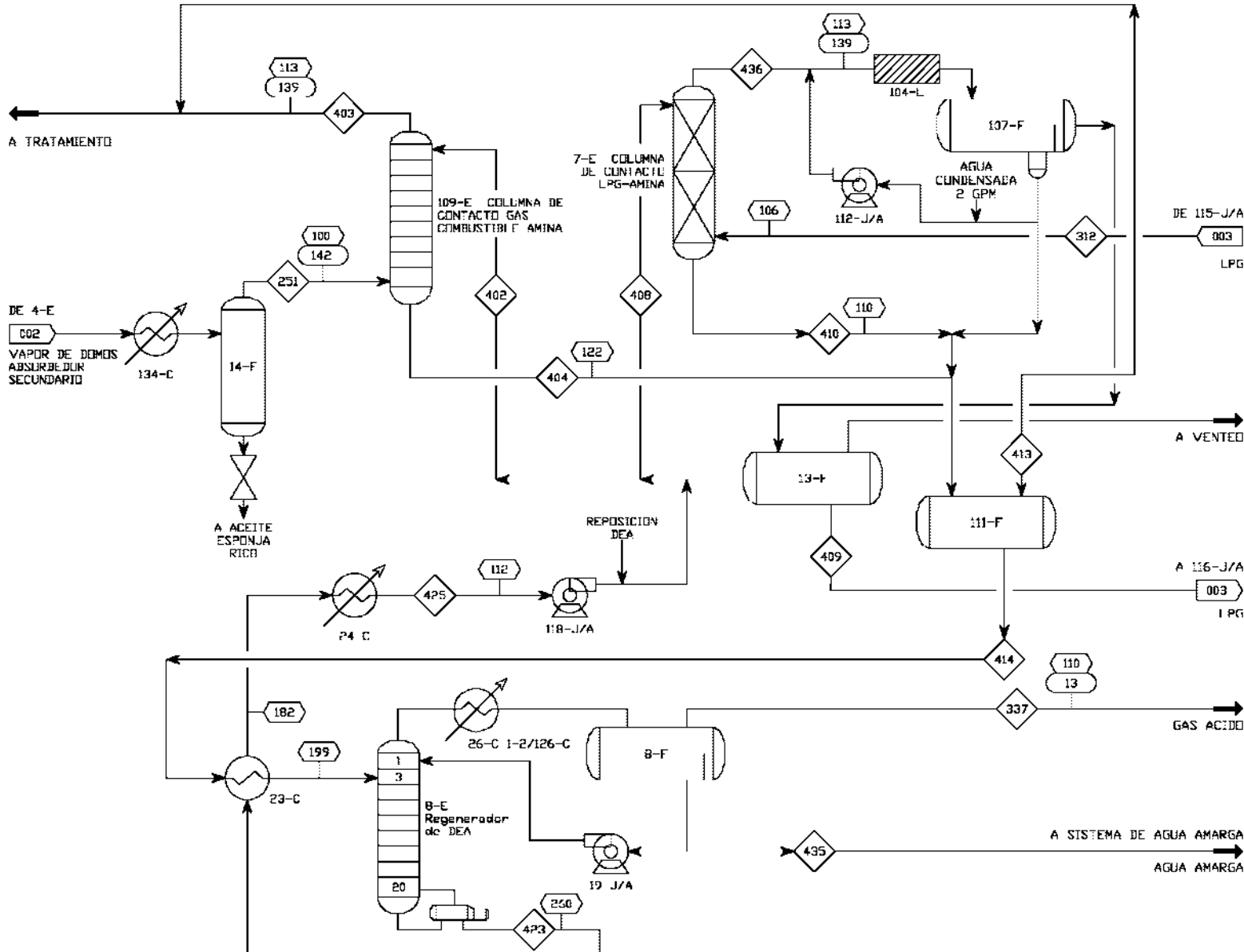


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
 SISTEMA DE DEA
 MODERNIZACION DE LA SECCION DE GAS
 DE LA UNIDAD FCC

S00

52-F TANQUE DE BALANCE
 16-E FRACCIONADOR DE PROPILENO
 157-C1 ENRIADOR DE PROPANO
 56-C1-C2 REFRIGERADOR DE FRACCIONADOR DE PROPILENO
 55-C1-C6 CONDENSADOR DE FRACCIONADOR DE PROPILENO
 53-F ACUMULADOR DE BOMBS DE FRACCIONADOR DE PROPILENO
 58-J/A BOMBA DE ALIMENTACION DE FRACCIONADOR DE PROPILENO
 58-J/A BOMBA DE BOMBS DE FRACCIONADOR DE PROPILENO

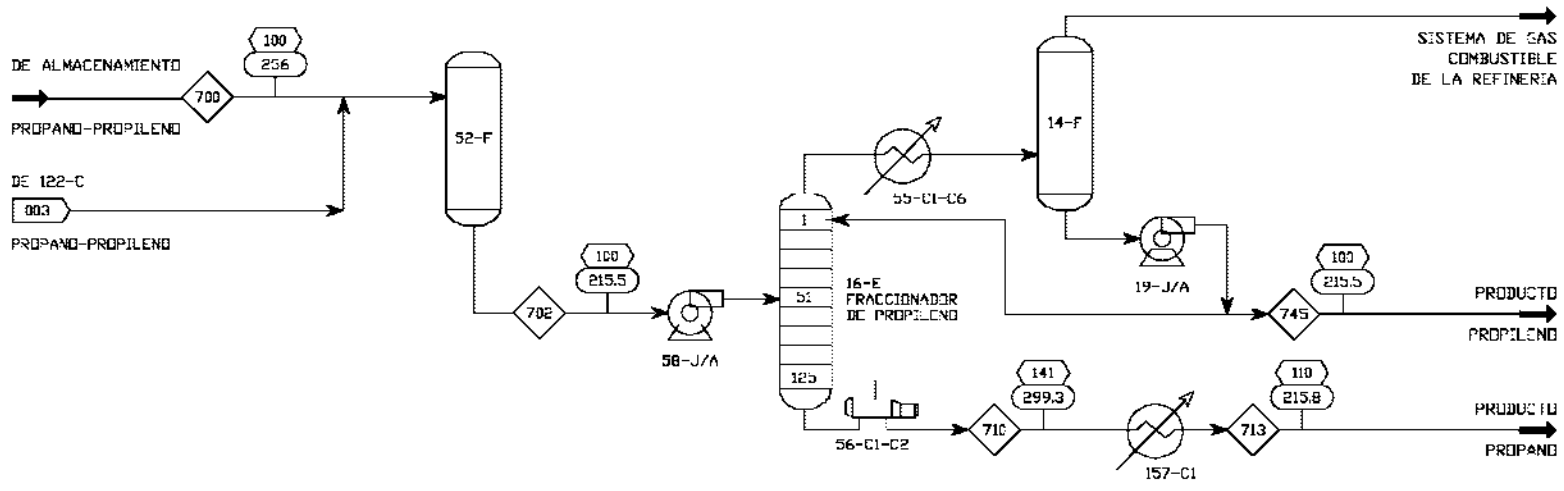


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
 RECUPERACION DE PROPILENO
 MODERNIZACION DE LA SECCION DE GAS
 DE LA UNIDAD FCC



5.1 Selección de los componentes

En la planta de gas se tienen cuatro tipos de componentes: componentes ligeros y compuestos pesados (provenientes del fraccionador principal), aceite cíclico ligero (utilizado en el absorbedor secundario) y dietanolamina (que se utiliza en las columnas 7-E y 109-E).

Es importante aclarar que la información correspondiente a los componentes que conforman la alimentación en la sección de gas fue limitada, por lo que, parte del trabajo de investigación en esta tesis, fue determinar la información faltante.

5.1.1 Componentes tradicionales

Debido a las características de los componentes (no todos son compatibles con la misma ecuación de estado para el cálculo de propiedades, es necesario hacer dos listas de componentes. La primera lista de componentes contiene los compuestos ligeros, los compuestos pesados y el aceite cíclico ligero. La segunda lista de contiene los compuestos ligeros (exceptuando 2-metil-1-buteno, trans-2-penteno y cis-2-penteno) y dietanolamina.

Los componentes ligeros y la dietanolamina se denominan componentes tradicionales y se seleccionan del administrador de componentes, que se encuentra en el Administrador (Manager) de la Base de Simulación (Simulation Basis).

Los componentes que se seleccionan son: agua, oxígeno, nitrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, dióxido de azufre, hidrógeno, metano, etileno, etano, propeno, propano, i-butano, n-butano, 1-buteno, i-buteno, trans-2-buteno, cis-2-buteno, i-pentano, n-pentano, 1-penteno, 2-metil-1-buteno, trans-2-penteno, cis-2-penteno y dietanolamina. La Figura 5.2 muestra cómo se ve la interfase del simulador en la selección de los componentes.

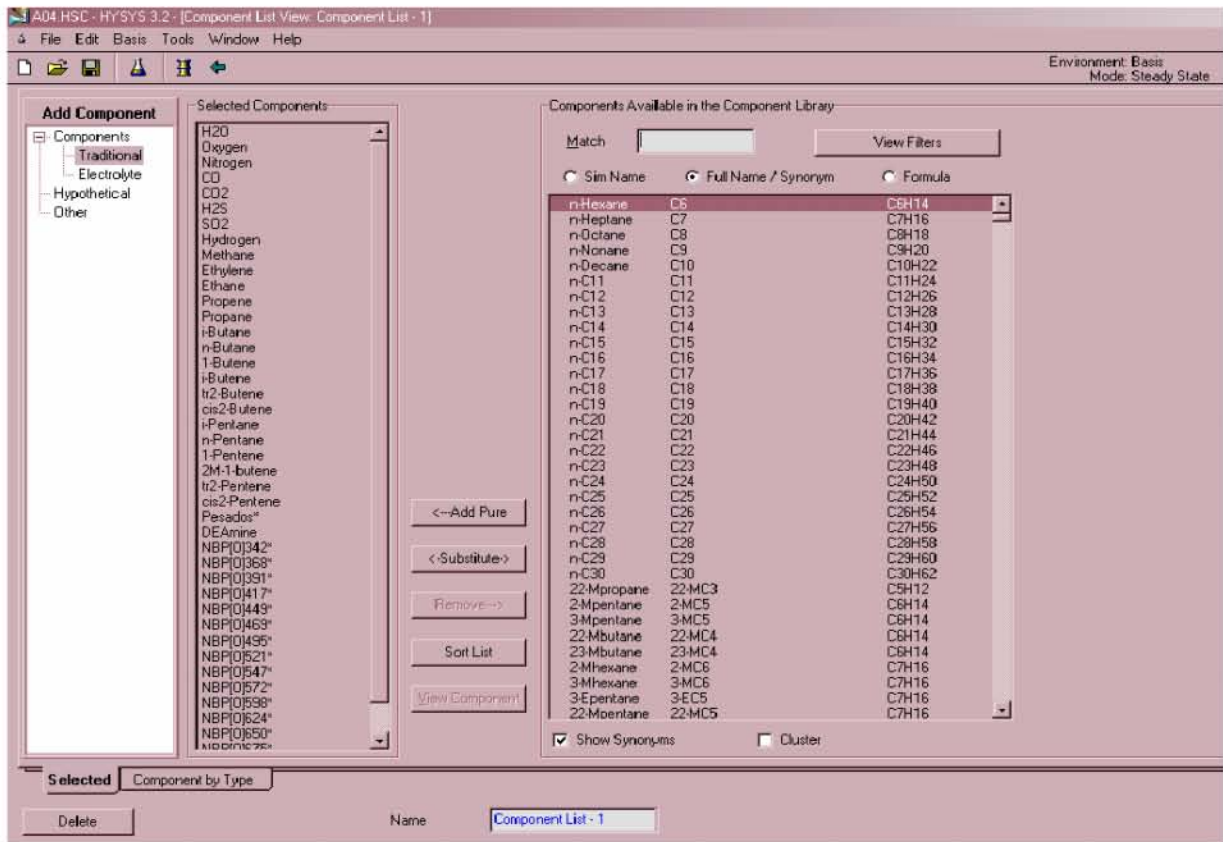


Figura 5.2 Vista del administrador de componentes tradicionales en HYSYS

5.1.2 Componentes hipotéticos

El aceite cíclico ligero entra dentro de otra categoría de componentes, estos se denominan hipotéticos. En esta sección se introduce la caracterización del aceite cíclico ligero.

Peso específico: 60.99 lb/ft³

ASTM D86	
% Volumen	T [°C]
0	202
10	246
30	258
50	275
70	296
90	326
95	335
100	345



Las Figuras 5.3 y 5.4 muestran la interfase del simulador en la caracterización del aceite cíclico ligero.

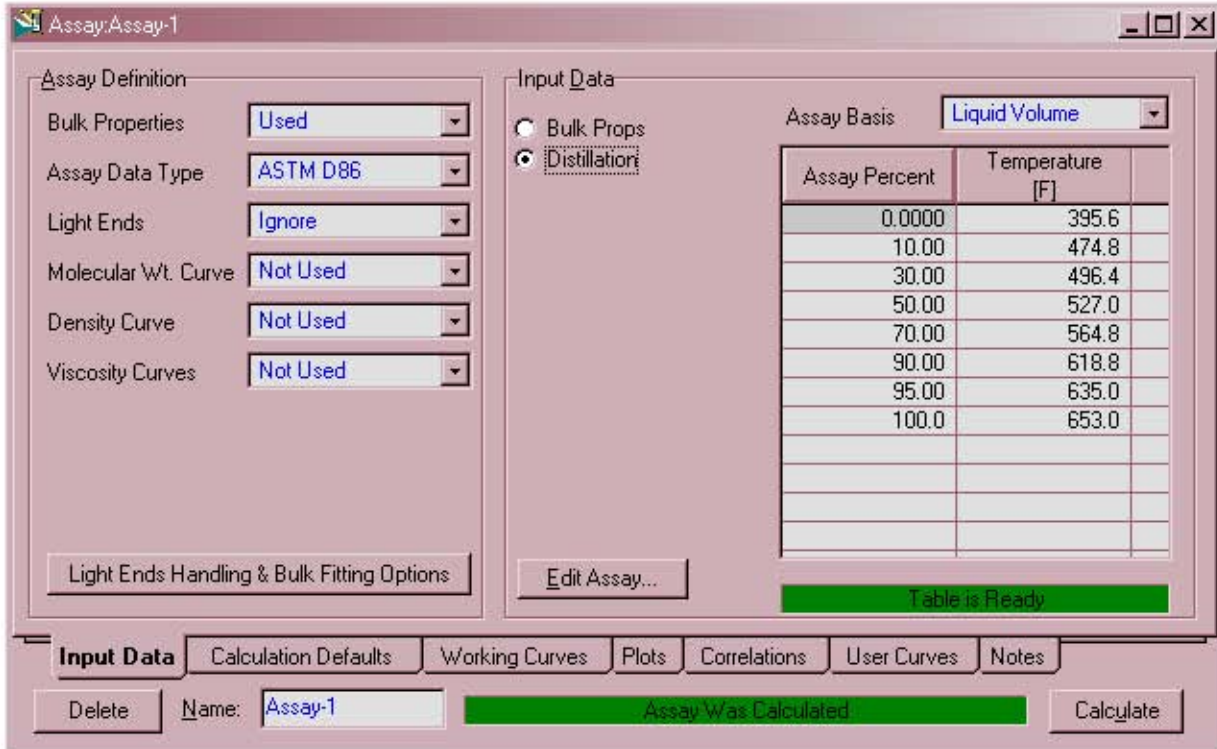


Figura 5.3 Introducción de curva destilación del aceite cíclico ligero ASTM D86

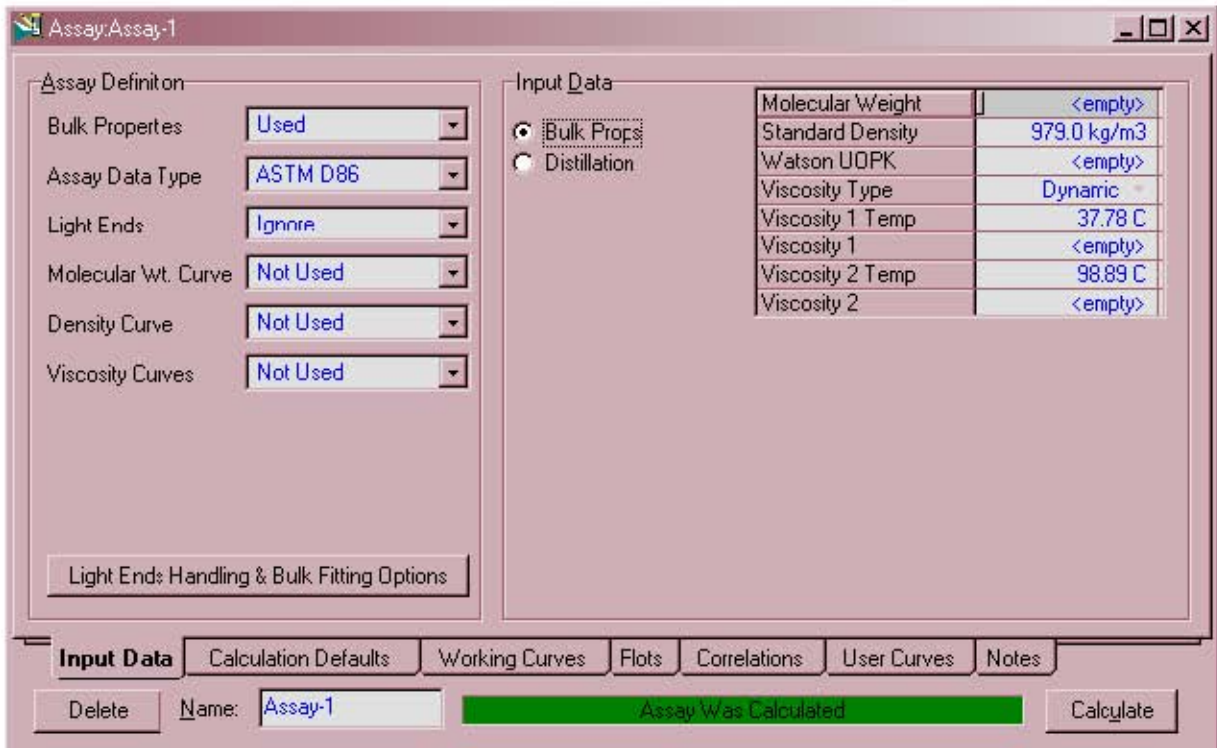


Figura 5.4 Introducción de propiedades del aceite cíclico ligero en HYSYS



Dentro de los hipotéticos también se encuentra la caracterización de los compuestos pesados. Como se había dicho antes, parte del trabajo realizado en esta tesis consistió en determinar la caracterización de estos componentes. Dentro de uno de los módulos de HYSYS para el cálculo de hipotéticos (Hypotheticals), es posible caracterizar un compuesto a partir de su peso molecular y su densidad. La Figura 5.5 muestra la interfase del simulador que permite esta caracterización y la información suministrada en este caso.

The screenshot shows the 'Hypo Group: Pesados' window in HYSYS. It includes a 'Hypo Group Controls' section with a 'Group Name' field set to 'Pesados' and a 'Component Class' dropdown set to 'Hydrocarbon'. There are buttons for 'Estimation Methods...', 'Clone Library Comps...', 'Estimate Unknown Props', and 'Notes'. Below this is a table with the following data:

Name	NBP [C]	MW	Liq Density [kg/m3]	Tc [C]	Pc [kPa]	Vc [m3/kgmole]	Acentricity
Pesados*	89.56	92.70	729.04	267.11	3145.71	0.3769	0.2960

At the bottom, there is an 'Individual Hypo Controls' section with buttons for 'View...', 'Add Hypo', 'Add Solid', 'Delete', and 'UNIFAC...'. There are also radio buttons for 'Base Properties' (selected) and 'Vapour Pressure'.

Figura 5.5 Vista del simulador para la caracterización de hipotéticos

5.2 Estimación de las propiedades de los componentes

Las propiedades de los componentes son trascendentales en el proceso de diseño. La selección de métodos de estimación apropiados es parte clave en el diseño. En la selección del método de estimación de propiedades es necesario considerar las características, uso y limitaciones del método. Debido a las características de los componentes, se eligieron los siguientes modelos:



5.2.1 Peng-Robinson

La ecuación de estado Peng-Robinson es recomendada generalmente como modelo para el cálculo de propiedades para crudo, gas y aplicaciones petroquímicas. Esto se debe a que esta ecuación es precisa en una diversidad de sistemas sobre un amplio rango de condiciones. Esta ecuación resuelve rigurosamente la mayoría de sistemas en una fase, dos fases y hasta tres fases con un elevado grado de eficiencia y confiabilidad. Esta ecuación sirve para calcular propiedades en las unidades 4-E, 3-E Agotador, 3-E Absorbedor, 5-E, 106-E, 16-E y 8-E, ya que las primeras seis unidades no presentan dietanolamina en la composición de las corrientes que están relacionadas con estas unidades. En el caso de la unidad 8-E sucede que a pesar de presentar dietanolamina en la composición, las condiciones de operación (en este caso, la temperatura) no permiten el uso del modelo para aminas.

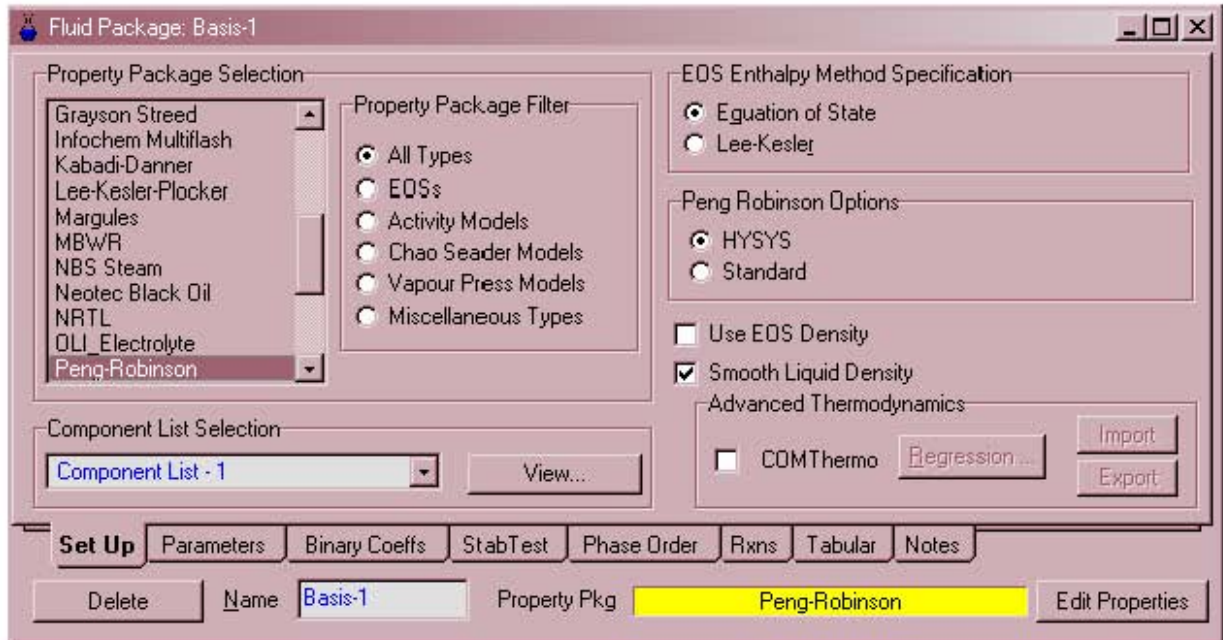


Figura 5.5 Elección del método de estimación de propiedades Peng-Robinson en HYSYS

5.2.2 Modelo de aminas

Este modelo es una opción especial disponible en HYSYS. La remoción de gases ácidos, tales como sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono provenientes de una corriente de gas es una operación frecuente en las plantas de gas y en las Refinerías. Los procesos de remoción de gas ácido utilizando tecnología de absorción y disolventes químicos son populares, particularmente aquéllos que utilizan soluciones acuosas de alcanolaminas.



El paquete de cálculo de propiedades con aminas es un paquete especial de propiedades diseñado para ayudar en el modelado de unidades de tratamiento con alcanolaminas en donde el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono son removidos de las corrientes de gas. Este paquete de propiedades contiene información para modelar procesos de absorción/desorción donde las soluciones acuosas de aminas sencillas: monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), metildietanolamina (MDEA), trietanolamina (TEA), entre otras – son utilizadas. Este paquete será requerido en el cálculo de las unidades 7-E, y 109-E. La Figura 5.3 muestra el entorno de simulación cuando se declara la lista de componentes.

Después de declarar la lista de componentes y elegir los métodos para la estimación propiedades, se entra al ambiente de simulación.

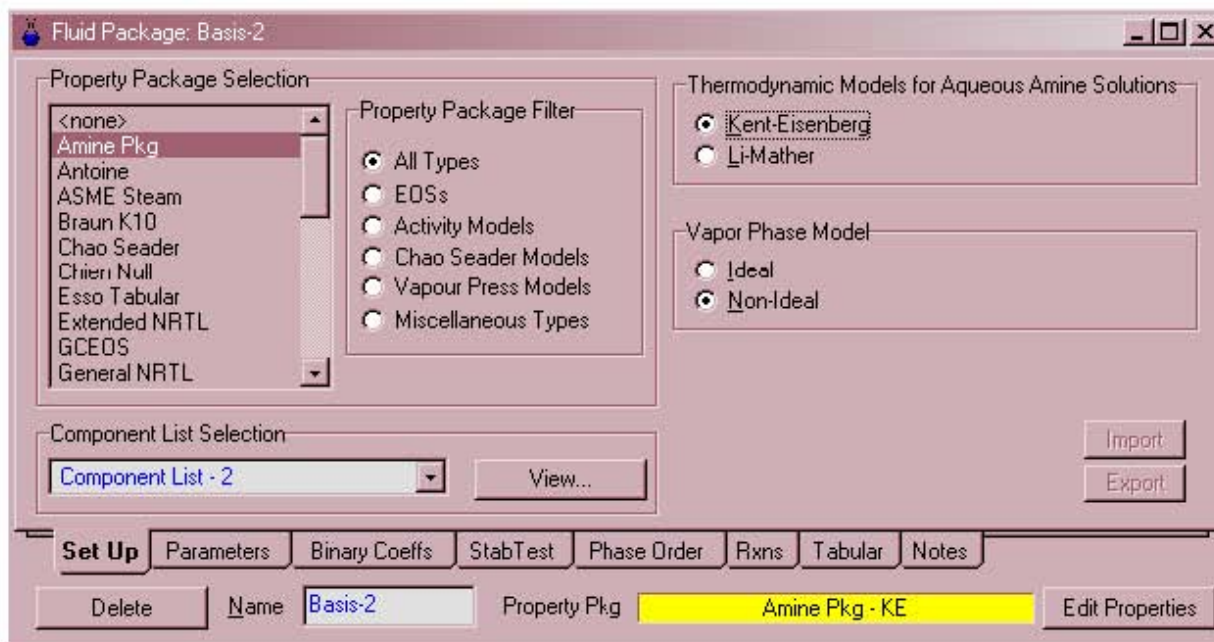


Figura 5.6 Elección del método de estimación de propiedades modelo de aminas en HYSYS

5.3 Ambiente de simulación

En el ambiente de simulación se sitúan las operaciones involucradas en la Planta de Gas, de acuerdo al diagrama de proceso que se presentó al principio de este capítulo.

En el ambiente de simulación se encuentra la paleta de objetos, ésta se utiliza para seleccionar el equipo o el tipo de corriente que queremos introducir en el sistema de simulación. La Figura 5.7 muestra cómo es el ambiente de simulación dentro de HYSYS.

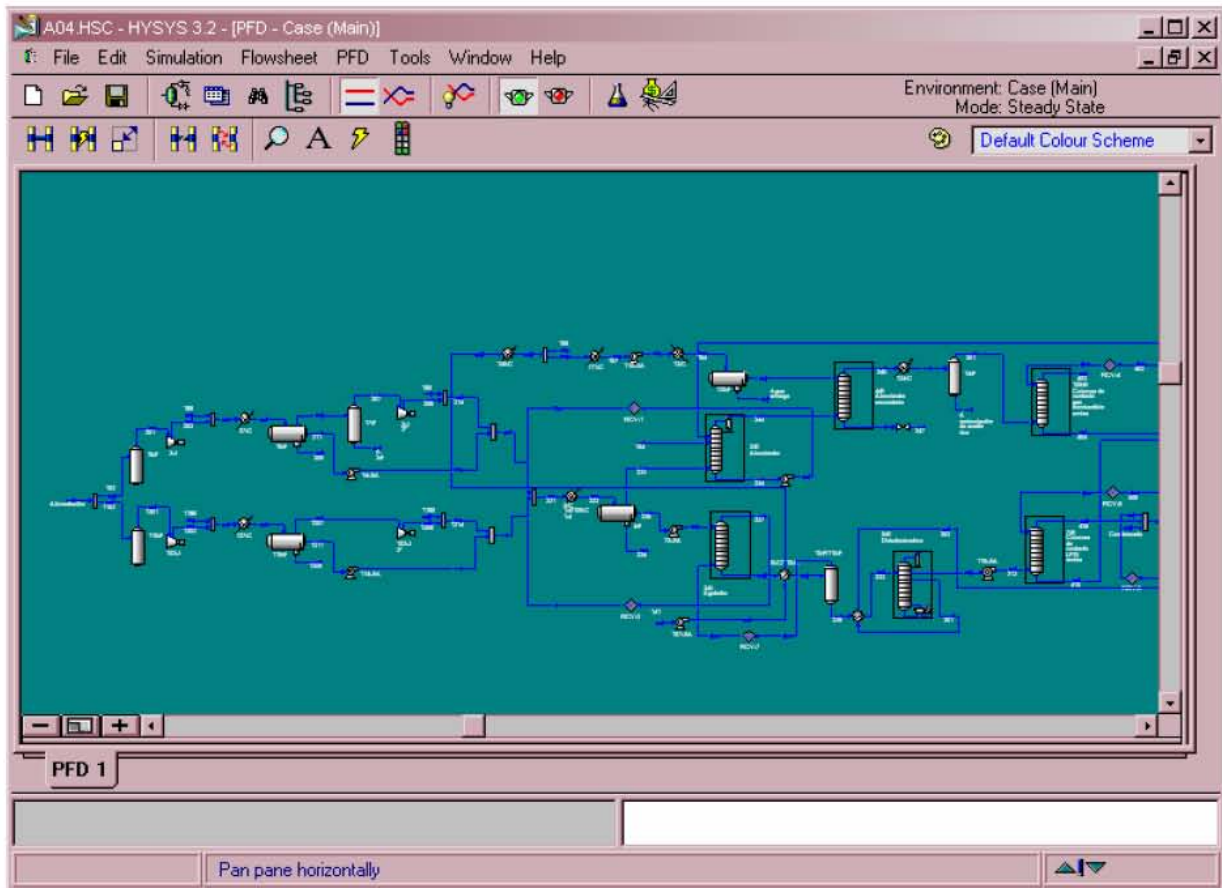
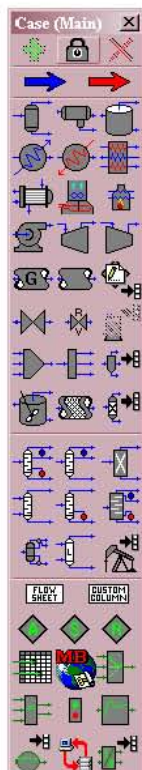


Figura 5.7 Ambiente de simulación en HYSYS



Dentro del ambiente de simulación existe una paleta que permite seleccionar las principales operaciones dentro de un proceso. La paleta se puede dividir en cuatro secciones, la primera es la dedicada a las corrientes de materia (flecha azul) y energía (flecha roja). En la segunda se muestran los equipos de separación de fases, presión, transferencia de calor y reactores, la tercera muestra equipos de transferencia de masa (destilación, absorción, extracción etcétera) y la cuarta es la dedicada a la lógica. La Figura 5.8 muestra cómo es esta paleta.

Figura 5.8 Paleta de objetos de HYSYS



5.3.1 Introducción de las alimentaciones

En el desarrollo de la simulación se encuentran 7 alimentaciones, estas corrientes son: Alimentación, 141, 164, 188, 189, 1188 y 1189, donde las últimas cuatro corrientes son iguales. Las características de estas corrientes son las siguientes:

Nombre de la corriente	Alimentación	141	164	700	188
Fracción vapor	0.9963	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperatura [°C]	37.78	228.89	37.78	37.78	37.78
Presión [kPa]	188.20	248.18	1997.38	1866.38	2066.33
Flujo molar [kgmol/h]	2514.4017	1724.5668	963.5081	520.2400	377.6785
Agua [kgmol/h]	95.7044	0.0000	1.2338	0.7319	377.6785
Oxígeno [kgmol/h]	3.5653	0.0000	0.0045	0.0000	0.0000
Nitrógeno [kgmol/h]	65.2590	0.0000	0.0454	0.0000	0.0000
CO [kgmol/h]	0.0318	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2 [kgmol/h]	11.7618	0.0000	0.0816	0.0000	0.0000
H2S [kgmol/h]	122.4440	0.0000	2.6626	0.0012	0.0000
SO2 [kgmol/h]	0.1633	0.0000	0.0181	0.0006	0.0000
Hidrógeno [kgmol/h]	151.4742	0.0000	0.0590	0.0000	0.0000
Metano [kgmol/h]	253.5970	0.0000	0.7303	0.0000	0.0000
Etileno [kgmol/h]	135.9657	0.0000	1.4697	0.0000	0.0000
Etano [kgmol/h]	125.0885	0.0000	1.9913	0.0257	0.0000
Propeno [kgmol/h]	454.6085	0.0000	21.4551	447.3852	0.0000
Propano [kgmol/h]	72.3805	0.0000	3.9009	72.0954	0.0000
i-Butano [kgmol/h]	80.2731	0.0000	10.0789	0.0000	0.0000
n-Butano [kgmol/h]	48.4668	0.0000	8.8089	0.0000	0.0000
1-Buteno [kgmol/h]	100.4553	0.0000	17.9674	0.0000	0.0000
i-Buteno [kgmol/h]	136.7547	0.0000	24.5010	0.0000	0.0000
trans-2-Buteno [kgmol/h]	135.7400	0.0000	23.6843	0.0000	0.0000
cis-2-Buteno [kgmol/h]	91.4562	0.0000	15.5173	0.0000	0.0000
i-Pentano [kgmol/h]	127.4689	0.0000	0.1796	0.0000	0.0000
n-Pentano [kgmol/h]	16.6990	0.0000	0.0235	0.0000	0.0000
1-Penteno [kgmol/h]	19.8997	0.0000	0.0280	0.0000	0.0000
2-Metil-1-buteno [kgmol/h]	98.8675	0.0000	0.1393	0.0000	0.0000
trans-2-Penteno [kgmol/h]	37.5499	0.0000	0.0529	0.0000	0.0000
cis-2-Penteno [kgmol/h]	21.4237	0.0000	0.0302	0.0000	0.0000
Pesados [kgmol/h]	107.3029	0.0000	828.8442	0.0000	0.0000
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[0]342* [kgmol/h]	0.0000	37.2596	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[0]368* [kgmol/h]	0.0000	58.5991	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[0]391* [kgmol/h]	0.0000	56.5116	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[0]417* [kgmol/h]	0.0000	41.3102	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[0]449* [kgmol/h]	0.0000	132.7797	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[0]469* [kgmol/h]	0.0000	246.9555	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[0]495* [kgmol/h]	0.0000	203.9992	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[0]521* [kgmol/h]	0.0000	185.2794	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[0]547* [kgmol/h]	0.0000	172.3705	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[0]572* [kgmol/h]	0.0000	151.2333	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[0]598* [kgmol/h]	0.0000	130.0098	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[0]624* [kgmol/h]	0.0000	115.6113	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[0]650* [kgmol/h]	0.0000	103.3939	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[0]675* [kgmol/h]	0.0000	89.2538	0.0000	0.0000	0.0000



5.3.2 Inserción de los equipos de proceso y especificación de otras corrientes generadas

Además de las nueve columnas antes mencionadas, hay otros equipos, por lo que es necesario hacer un inventario.

Por otro lado, HYSYS genera corrientes por cada equipo de proceso involucrado, es decir, HYSYS genera más corrientes que las que se encuentran declaradas en el diagrama de proceso. Debido a esto, a las corrientes que no se especifican en el diagrama de proceso, pero se conoce cuál es su corriente original y la unidad de procedencia, se les asignó por nombre la corriente original y el equipo de proceso del cuál sale. Existen corrientes generadas en HYSYS a las que no se les puede asignar nombre porque no es fácil determinar cuál es su corriente de procedencia y/o porque no presentan flujo molar, a estas corrientes se les asignó como nombre la inicial de la fase en que se encuentra, L si es fase líquida y V si es vapor, e inmediatamente después un número de acuerdo al orden de aparición durante el modelado del sistema.

A continuación se presentan los equipos presentes en el diagrama de proceso que son necesarios para completar la simulación de la Planta de Gas, así como las corrientes generadas en HYSYS que representan sus alimentaciones y salidas:

Absorbedores	Corrientes de entrada	Corrientes de salida
3-E Absorbedor	223	234
	164	244
	305 RCY-6	
3-E Agotador	225 13-J/A	228
		227
4-E Absorbedor secundario	154 120-F	246
	244	245
7-E Columna de contacto LPG amina	408 RCY-5	410
	312	436
109-E Columna de contacto gas combustible amina	402 RCY-4	404
	251	403



Columnas de destilación	Corrientes de entrada	Corrientes de salida
5-E Debutanizadora	232	301
		312 5-E
8-E Regenerador de DEA	414 23-C	423
		418
		435
106-E Depropanizadora	325	332
		337
		Agua
16-E Fraccionador de propileno	702	710
		Gas combustible de Refinería
		745

Compresores	Corrientes de entrada	Corrientes de salida
2-J	201	202
102-J	1201	1202
2-J 2°	207	208
102-J 2°	1207	1208

Separadores de dos fases	Corrientes de entrada	Corrientes de salida
16-F	162	L1
		201
116-F	1162	L2
		1201
17-F	V1	A 3-F
		207
14-F	245 134-C	A recirculación de aceite rico
		251
111-F	404+410+L4	414
		413
13-F	409+	322 13-F
		A 15-F
52-F	337	702 52-F
	700	V5
10-F/110-F	230 10-C/110-C	228
		231



Separadores de tres fases	Corrientes de entrada	Corrientes de salida
15-F	188 + 202 27-C	211
		V1
		209
115-F	1188 + 1202 127-C	1211
		1207
		1209
4-F	222	225
		223
		224
120-F	154	154 120-F
		V3
		Agua amarga
107-F	Condensado+403	409
		V4
		L3

Bombas	Corrientes de entrada	Corrientes de salida
14-J/A	211	211 14-J/A
114-J/A	1211	1211 14-J/A
Bomba 1	234	234 Bomba 1
13-J/A	225	225 13-J/A
107-J/A	141	141 107-J/A
110-J/A	157	157 110-J/A
115-J/A	312 5-E	312
118-J/A	425	425 118-J/A
116-J/A	322 13-F	322
126-J/A	305	305 126-J/A
58-J/A	702 Divisor 6	702

Enfriadores	Corrientes de entrada	Corrientes de salida
27-C	188 + 202	188 + 202 27-C
127-C	1188 + 1202	1188 + 1202 127-C
9-C 1-4/109-C 1-4	221	222
10-C/110-C	141 107-J/A	141 10-C/110-C
106-C	141 10-C/110-C	141 106-C
111-C	157 Divisor 2	157
12-C	157 110-J/A	154
134-C	245	245 134-C
24-C	423 23-C+	425
17-C	302 116-C	302 17-C
20-C 1-2/120-C 1-2	332	Butano
157-C1	710	713



Intercambiadores de calor	Corrientes de entrada	Corrientes de salida
113-C	228 Intecambiador 2	232
	301 Intercambiador 3	302
23-C	414	414 23-C
	423	423 23-C-
116-C	322	325
	302	302 116-C
10-C/110-C	230	230 10-C/110-C
	141 107-J/A	141 10-C/110-C

Hay equipos que no se incluyen en diagrama de proceso, pero la estructura de la simulación los requiere:

Mezcladores	Corrientes de entrada	Corrientes de salida
Mezclador 1	188	188 + 202
	202	
Mezclador 2	1188	1188 + 1202
	1202	
Mezclador 3	189	214
	208	
Mezclador 5	214	214 + 211 14-J/A
	211 14-J/A	
Mezclador 4	1189	1214
	1208	
Mezclador 6	1214	1214 + 1211 14-J/A
	1211 14-J/A	
Mezclador 7	214 + 211 14-J/A	221
	1214 + 1211 14-J/A	
	234 RCY-1	
	227 RCY2	
104-L	Condensado	Condensado+403
	436	
	L6	
Mezclador 8	404	404+410+L4
	410	
	L4	
Mezclador 9	Reposición DEA	425+DEA
	425 118-J/A	



Divisores	Corrientes de entrada	Corrientes de salida
Divisor 1	Alimentación	162
		1162
Divisor 2	141 106-C	157
		159
Divisor 3	L3	L4
		L5
Divisor 4	425+DEA	402
		408
Divisor 5	302 17-C	304
		305
Divisor 6	702 52-F	702 Divisor 6
		Almacén

Recirculaciones	Corrientes de entrada	Corrientes de salida
RCY-1	234 Bomba 1	234 RCY-1
RCY-2	227	227 RCY-2
RCY-3	L5	L6
RCY-4	402	402 RCY-4
RCY-5	408	408 RCY-5
RCY-6	305 126-J/A	305 RCY-6
RCY-7	231	231 RCY-7

Cortes	Corrientes de entrada	Corrientes de salida
423 23-C-Cutter	423 23-C-	423 23-C+
409-Cutter	409-	409+

Válvulas	Corrientes de entrada	Corrientes de salida
Válvula 1	246	247



5.3.3 Consideraciones durante la de simulación

Algunas consideraciones que se deben tener en cuenta durante la simulación son las siguientes:

* La simulación debe seguir un orden “de principio a fin”. No se procede con la simulación hasta que se especifique un equipo y su(s) corriente(s) de salida se calcule(n). En los casos donde hay recirculaciones deben introducirse estimados sobre las características de éstas.

* Las operaciones y secciones que resultan difíciles se aíslan. De esta manera, se pueden estudiar y optimizar por separado, después se integran.

* Es necesario revisar que los parámetros de solución son apropiados, al igual que las tolerancias de los equipos.

* Hay operaciones que requieren operadores lógicos, por lo que siempre debe considerarse la presencia de éstos (en particular en las recirculaciones).

5.3.4 Información necesaria para los equipos de proceso

La información necesaria para el cálculo de los equipos es la siguiente:

* Separadores

Corriente de alimentación (Composición, temperatura y presión)

* Compresores

Corriente de alimentación (Composición, temperatura y presión)

Presión de salida

* Intercambiadores de calor

Corriente de alimentación (Composición, temperatura y presión)

Temperatura de salida



* Bombas

Corriente de alimentación (Composición, temperatura y presión)

Presión de salida

* Recirculaciones

Corriente de alimentación (Composición, temperatura y presión)

* Mezcladores

Corrientes de alimentación (Composición, temperatura y presión)

* Divisores

Corriente de alimentación (Composición, temperatura y presión)

Proporción de las corrientes de salida

Para las columnas:

3-E Absorbedor

* Alimentación

* Número de etapas

* Presión del condensador

* Presión en el fondo de la columna

* Flujo de producto de fondos

Esta columna tiene tres pumparounds, para cada pumparound se requiere:

* Etapa de salida

* Etapa de entrada

* Flujo

* Temperatura en el retorno

3-E Agotador

* Alimentación

* Número de etapas

* Presión en la parte superior de la columna

* Presión del rehervidor

* Flujo del producto de fondos



4-E

- *Alimentación
- * Número de etapas
- * Presión en la parte superior de la columna
- * Presión de fondos

5-E

- * Alimentación
- * Número de etapas
- * Presión en el condensador
- * Presión en el rehervidor
- * Reflujo
- * Flujo del destilado

109-E

- * Alimentación
- * Número de etapas
- * Presión en la parte superior de la columna
- * Presión de fondos

7-E

- *Alimentación
- *Número de etapas

8-E

- * Alimentación
- * Número de etapas
- * Presión en el condensador
- * Presión en el rehervidor
- * La carga del rehervidor
- * Temperatura en el condensador
- * Flujo de destilado



106-E

- * Alimentación
- * Número de etapas
- * Presión en el condensador
- * Presión en el rehedidor
- * Reflujo
- * Flujo de destilado

16-E

- * Alimentación
- * Número de etapas
- * Etapa de alimentación
- * Presión en el condensador
- * Presión en el rehedidor
- * Reflujo
- * Flujo de destilado
- * Flujo de fondos

El entendimiento del proceso, la disponibilidad y orden de la información necesaria, a tomar decisiones correctas durante la simulación proceso, lo que da lugar a que el modelado del sistema sea más sencillo y permite encontrar con facilidad los errores cometidos. En el siguiente capítulo se presentan los resultados obtenidos en el simulador de procesos.

Capítulo 6. Resultados

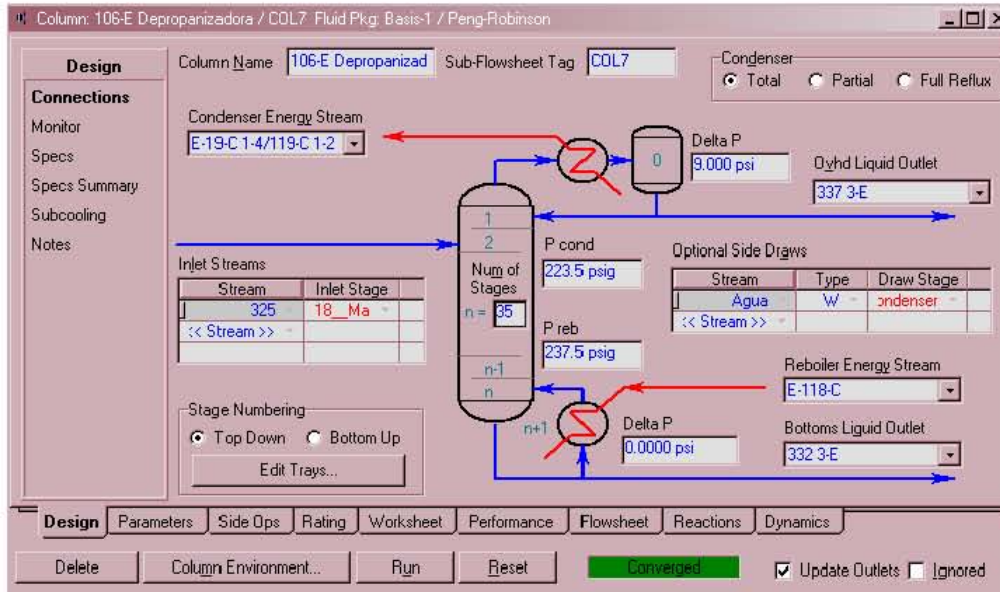


Figura 6.1 Vista de la hoja de conexiones de una columna calculada en HYSYS



Figura 6.2 Vista de la hoja de parámetros de una columna calculada en HYSYS



Capítulo 6. Resultados

A continuación se presentan las corrientes de proceso y el diagrama generados en HYSYS:

Nombre de la corriente	Alimentación	162	1162	201	L1
Fracción vapor	0.9963	0.9963	0.9963	1.0000	0.0000
Temperatura [°C]	37.78	37.78	37.78	37.78	37.78
Presión [kPa]	188.20	188.20	188.20	185.44	185.44
Flujo molar [kgmol/h]	2514.4017	1257.2009	1257.2009	1253.1596	4.0413
Flujo másico [kgmol/h]	108993.5531	54496.7765	54496.7765	54423.9646	72.8120

Nombre de la corriente	1201	L2	202	1202	188
Fracción vapor	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperatura [°C]	37.78	37.78	87.22	87.22	37.78
Presión [kPa]	185.44	185.44	495.71	495.71	2066.33
Flujo molar [kgmol/h]	1253.1596	4.0413	1253.1596	1253.1596	377.6785
Flujo másico [kgmol/h]	54423.9646	72.8120	54423.9646	54423.9646	6803.9160

Nombre de la corriente	1188	188 + 202	1188 + 1202	188 + 202 27-C	1188 + 1202 127-C
Fracción vapor	0.0000	0.7852	0.7852	0.6671	0.6671
Temperatura [°C]	37.78	67.12	67.12	37.78	37.78
Presión [kPa]	2066.33	495.71	495.71	454.34	454.34
Flujo molar [kgmol/h]	377.6785	1630.8381	1630.8381	1630.8381	1630.8381
Flujo másico [kgmol/h]	6803.9160	61227.8805	61227.8805	61227.8805	61227.8805

Nombre de la corriente	V1	211	209	1207	1211
Fracción vapor	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperatura [°C]	37.78	37.78	37.78	37.78	37.78
Presión [kPa]	454.34	454.34	454.34	454.34	454.34
Flujo molar [kgmol/h]	1087.9246	137.0556	405.8579	1087.9246	137.0556
Flujo másico [kgmol/h]	44316.2290	9597.9810	7313.6705	44316.2290	9597.9810

Nombre de la corriente	1209	207	A 3-F	211 14-J/A	189
Fracción vapor	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperatura [°C]	37.78	37.78	37.78	38.29	37.78
Presión [kPa]	454.34	454.34	454.34	1259.64	2066.33
Flujo molar [kgmol/h]	405.8579	1087.9246	0.0000	137.0556	377.6785
Flujo másico [kgmol/h]	7313.6705	44316.2290	0.0000	9597.9810	6803.9160



Nombre de la corriente	208	214	214 + 211 14-J/A	1208	1189
Fracción vapor	1.0000	0.7531	0.6716	1.0000	0.0000
Temperatura [°C]	92.81	72.97	70.58	92.81	37.78
Presión [kPa]	1259.64	1259.64	1259.64	1259.64	2066.33
Flujo molar [kgmol/h]	1087.9246	1465.6031	1602.6587	1087.9246	377.6785
Flujo másico [kgmol/h]	44316.2290	51120.1450	60718.1260	44316.2290	6803.9160

Nombre de la corriente	1214	1211 14-J/A	1214 + 1211 14-J/A	221	222
Fracción vapor	0.7531	0.0000	0.6716	0.3832	0.2523
Temperatura [°C]	72.97	38.29	70.58	63.93	37.78
Presión [kPa]	1259.64	1259.64	1259.64	1232.07	1204.49
Flujo molar [kgmol/h]	1465.6031	137.0556	1602.6587	6859.5235	6859.5235
Flujo másico [kgmol/h]	51120.1450	9597.9810	60718.1260	359047.2971	359047.2971

Nombre de la corriente	223	224	225	244	234
Fracción vapor	1.0000	0.0000	0.0000	0.9975	0.0000
Temperatura [°C]	37.78	37.78	37.78	40.17	46.28
Presión [kPa]	1204.49	1204.49	1204.49	1142.43	1190.70
Flujo molar [kgmol/h]	1730.5983	780.8811	4348.0441	927.7551	2795.3741
Flujo másico [kgmol/h]	54470.9115	14091.7435	290484.6422	22397.0316	205669.4584

Nombre de la corriente	164	234 Bomba 1	234 RCY-1	227 RCY-2	141
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperatura [°C]	37.78	46.31	46.32	47.43	228.89
Presión [kPa]	1997.38	1232.07	1232.07	1259.64	248.18
Flujo molar [kgmol/h]	963.5081	2795.3741	2792.2737	861.9325	1724.5668
Flujo másico [kgmol/h]	83853.1742	205669.4584	205467.2747	32143.7706	315360.6032

Nombre de la corriente	141 107-J/A	141 10- C/110-C	141 106-C	157	157 Divisor2
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperatura [°C]	229.04	144.93	143.33	138.89	143.33
Presión [kPa]	583.96	549.48	549.48	515.01	549.48
Flujo molar [kgmol/h]	1724.5668	1724.5668	1724.5668	430.9172	430.9172
Flujo másico [kgmol/h]	315360.6032	315360.6032	315360.6032	78799.0923	78799.0923

Nombre de la corriente	159	157 110-J/A	154	Agua amarga	154 120-F
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperatura [°C]	143.33	139.36	37.78	37.78	37.78
Presión [kPa]	549.48	1928.44	1928.44	1928.44	1928.44
Flujo molar [kgmol/h]	1293.6496	430.9172	430.9172	0.0000	430.9172
Flujo másico [kgmol/h]	236561.5109	78799.0923	78799.0923	0.0000	78799.0923



Nombre de la corriente	245	246	247	232	312 5-E
Fracción vapor	0.9988	0.0000	0.0631	0.1558	0.0000
Temperatura [°C]	43.81	49.28	47.06	120.00	42.47
Presión [kPa]	1121.75	1142.43	246.12	1211.38	987.30
Flujo molar [kgmol/h]	833.1328	525.5395	525.5395	3476.2316	1222.4167
Flujo másico [kgmol/h]	17518.2154	83677.9086	83677.9086	257819.3093	61244.4775

Nombre de la corriente	301	302	403	404	312
Fracción vapor	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperatura [°C]	170.77	143.77	44.88	50.65	43.60
Presión [kPa]	1083.83	1049.35	1059.70	1080.38	2052.54
Flujo molar [kgmol/h]	2253.8149	2253.8149	731.5338	9252.1900	1222.4167
Flujo másico [kgmol/h]	196574.8318	196574.8318	13990.3388	201140.1640	61244.4775

Nombre de la corriente	245 134-C	A recirculación de aceite rico	251	Condensado	V4
Fracción vapor	0.9966	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperatura [°C]	37.78	37.78	37.78	43.33	43.33
Presión [kPa]	1080.38	1080.38	1080.38	1583.70	1583.70
Flujo molar [kgmol/h]	833.1328	2.7982	830.3346	27.6694	0.0000
Flujo másico [kgmol/h]	17518.2154	50.4711	17467.7442	537.9860	0.0000

Nombre de la corriente	409+	L4	L5	413	414
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperatura [°C]	43.33	43.33	43.33	50.14	50.14
Presión [kPa]	1583.70	1583.70	1583.70	1011.43	1011.43
Flujo molar [kgmol/h]	1211.2995	28.5351	203.0184	0.0806	10588.6363
Flujo másico [kgmol/h]	60757.6836	556.1566	3956.8816	1.9515	230184.7811

Nombre de la corriente	414 23-C	410	436	L6	404+410+L4
Fracción vapor	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperatura [°C]	89.44	46.65	45.84	43.33	50.14
Presión [kPa]	1011.43	1652.65	1618.17	1583.70	1080.38
Flujo molar [kgmol/h]	10588.6363	1307.9918	1211.7968	203.3868	10588.7169
Flujo másico [kgmol/h]	230184.7811	28490.4120	60767.8349	3964.9009	230186.7326

Nombre de la corriente	L3	418	435	423	423 23-C+
Fracción vapor	0.0000	0.9726	0.0000	0.0000	0.0000
Temperatura [°C]	43.33	45.18	45.18	125.67	86.10
Presión [kPa]	1583.70	190.96	190.96	253.01	239.22
Flujo molar [kgmol/h]	231.5535	125.5871	13.5992	10449.4501	10449.4501
Flujo másico [kgmol/h]	4513.0382	4472.4564	247.1158	225465.2089	225465.2089



Nombre de la corriente	425	425 118-J/A	402	408	423 23-C-
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperatura [°C]	44.44	44.94	44.94	44.94	86.10
Presión [kPa]	204.75	1687.12	1687.12	1687.12	239.22
Flujo molar [kgmol/h]	10449.4501	10449.4501	9154.6431	1297.5285	10449.4501
Flujo másico [kgmol/h]	225465.2089	225465.2089	197726.6652	28024.6853	225465.2089

Nombre de la corriente	402 RCY-4	408 RCY-5	Reposición DEA	425+DEA	A 15-F
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperatura [°C]	44.93	44.93	45.00	44.94	43.33
Presión [kPa]	1687.12	1687.12	1687.12	1687.12	1583.70
Flujo molar [kgmol/h]	9153.4434	1297.5102	2.7216	10452.1716	0.0000
Flujo másico [kgmol/h]	197670.0691	28023.4700	286.1417	225751.3506	0.0000

Nombre de la corriente	322	322 116-J/A	325	409	302 116-C
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.4552	0.0000	0.0000
Temperatura [°C]	43.33	44.05	89.44	43.33	115.25
Presión [kPa]	1583.70	2273.17	2273.17	1583.70	1014.88
Flujo molar [kgmol/h]	1211.2995	1211.2995	1211.2995	1211.2995	2253.8149
Flujo másico [kgmol/h]	60757.6836	60757.6836	60757.6836	60757.6836	196574.8318

Nombre de la corriente	302 17-C	304	305	305 RCY-6	305 126-J/A
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperatura [°C]	37.78	37.78	37.78	37.87	37.87
Presión [kPa]	952.83	952.83	952.83	1142.43	1142.43
Flujo molar [kgmol/h]	2253.8149	1226.1500	1027.6649	1029.0227	1027.6649
Flujo másico [kgmol/h]	196574.8318	106943.2212	89631.6105	89742.4043	89631.6105

Nombre de la corriente	337 3-E	332 3-E	Agua	332	V5
Fracción vapor	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperatura [°C]	40.74	101.84	40.65	37.78	37.85
Presión [kPa]	1659.54	1768.48	1659.54	1687.12	1587.15
Flujo molar [kgmol/h]	529.5828	676.9943	3.3017	676.9943	0.0000
Flujo másico [kgmol/h]	22405.7845	38266.8235	59.4829	38266.8235	0.0000

Nombre de la corriente	702 52-F	702 58-J/A	V3	702	Almacén
Fracción vapor	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperatura [°C]	37.85	38.60	37.78	37.85	37.85
Presión [kPa]	1587.15	2100.81	1928.44	1587.15	1587.15
Flujo molar [kgmol/h]	1049.8228	520.0761	0.0000	520.0761	529.7466
Flujo másico [kgmol/h]	44425.2506	22008.0124	0.0000	22008.0124	22417.2382

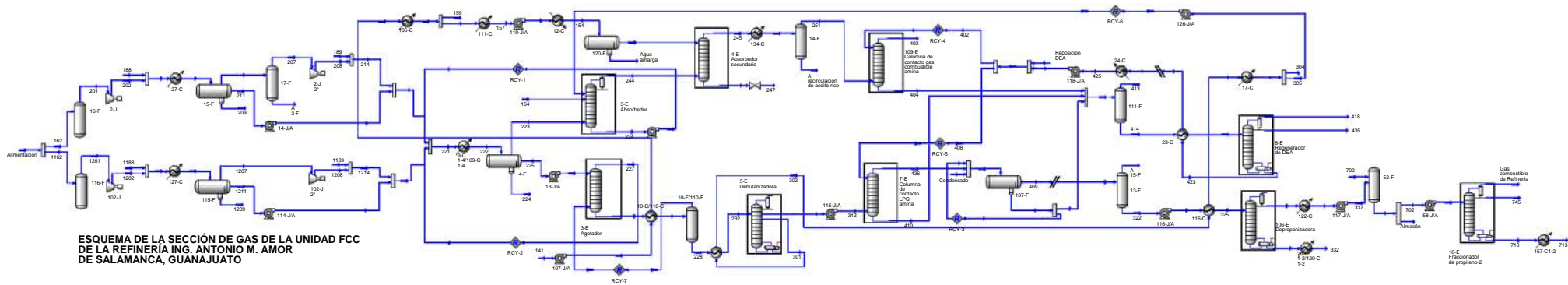


Nombre de la corriente	700	337	337 122-C	225 13-J/A	230
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperatura [°C]	37.78	38.30	37.78	37.81	83.29
Presión [kPa]	1866.38	1997.38	1635.31	1259.64	1280.33
Flujo molar [kgmol/h]	520.2400	529.5828	529.5828	4348.0441	5516.6168
Flujo másico [kgmol/h]	22019.4661	22405.7845	22405.7845	290484.6422	369333.1289

Nombre de la corriente	227	230 10-C/110-C	228	231	231 RCY-7
Fracción vapor	1.0000	0.3707	0.0000	1.0000	1.0000
Temperatura [°C]	47.43	110.00	110.09	110.09	110.09
Presión [kPa]	1259.64	1276.88	1280.33	1280.33	1280.33
Flujo molar [kgmol/h]	862.5362	5516.6168	3476.2316	2040.3852	2031.1089
Flujo másico [kgmol/h]	32170.0486	369333.1289	257819.3093	111513.8196	111018.5353

Nombre de la corriente	Condensado+403	Gas combustible de Refinería	745	710	713
Fracción vapor	0.0000	0.9996	0.0001	0.0000	0.0000
Temperatura [°C]	45.48	48.52	48.34	59.56	43.33
Presión [kPa]	1583.70	1989.01	1989.01	2147.59	1571.88
Flujo molar [kgmol/h]	1442.8530	0.6030	463.7392	55.7340	55.7340
Flujo másico [kgmol/h]	65270.7218	25.3303	19533.3478	2449.3343	2449.3343

En la siguiente página se presenta el diagrama de flujo de procesos generado en HYSYS, mientras que el capítulo siguiente corresponde al análisis de los resultados obtenidos.



ESQUEMA DE LA SECCIÓN DE GAS DE LA UNIDAD FCC DE LA REFINERÍA ING. ANTONIO M. AMOR DE SALAMANCA, GUANAJUATO

Capítulo 7. Análisis de resultados

Workbook - Case (Main)

Name	Alimentación	141 106-C	245	157 110-J/A	Agua amarga
Vapour Fraction	0.9963	0.0000	0.9988	0.0000	0.0000
Temperature [C]	37.78	143.33	43.81	139.36	37.78
Pressure [kPa]	188.20	549.48	1121.75	1928.44	1928.44
Molar Flow [kgmole/h]	2514.4017	1724.5668	833.1328	430.3172	0.0000
Comp Molar Flow (H2O) [kgmole/h]	95.7044	0.0000	8.1211	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (Oxygen) [kgmole/h]	3.5653	0.0000	3.5234	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (Nitrogen) [kgmole/h]	65.2590	0.0000	64.9352	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (CO) [kgmole/h]	0.0318	0.0000	0.0315	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (CO2) [kgmole/h]	11.7618	0.0000	11.1681	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (H2S) [kgmole/h]	122.4440	0.0000	86.6237	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (SO2) [kgmole/h]	0.1633	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (Hydrogen) [kgmole/h]	151.4742	0.0000	151.1099	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (Methane) [kgmole/h]	253.5970	0.0000	249.7534	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (Ethylene) [kgmole/h]	135.9657	0.0000	128.7784	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (Ethane) [kgmole/h]	125.0885	0.0000	115.3611	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (Propene) [kgmole/h]	454.6085	0.0000	11.0852	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (Propane) [kgmole/h]	72.3805	0.0000	1.4053	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (i-Butane) [kgmole/h]	80.2731	0.0000	0.3578	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (n-Butane) [kgmole/h]	48.4668	0.0000	0.0551	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (1-Butene) [kgmole/h]	100.4553	0.0000	0.2671	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (i-Butene) [kgmole/h]	136.7547	0.0000	0.4190	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (tr2-Butene) [kgmole/h]	135.7400	0.0000	0.0648	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (cis2-Butene) [kgmole/h]	91.4562	0.0000	0.0178	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (i-Pentane) [kgmole/h]	127.4689	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (n-Pentane) [kgmole/h]	16.6990	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (1-Pentene) [kgmole/h]	19.8997	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (2M-1-butene) [kgmole/h]	98.8675	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (tr2-Pentene) [kgmole/h]	37.5499	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Molar Flow (cis2-Pentene) [kgmole/h]	21.4237	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Streams **Material Streams** Material Streams 1 Material Streams 2 Unit Ops

FeederBlock_Alimentación
Divisor 1

Fluid Pkg: All

Include Sub-Flowsheets
 Show Name Only
Number of Hidden Objects: 58

Horizontal Matrix

Figura 7.1 Hoja de resultados generada en HYSYS



Capítulo 7. Análisis de resultados

En este capítulo se analizan los resultados y las diferencias presentadas entre la propuesta para la modernización de la sección de gas y los resultados generados en el simulador.

Es necesario señalar que el desarrollo de una simulación integrada es un proceso de análisis continuo. En otras palabras, al conectar un equipo con otro y observar los resultados generados se deben tomar decisiones antes de proseguir con la siguiente parte de la simulación. Es por eso, que el análisis se realiza durante y después de la simulación.

Antes de comenzar el análisis de resultados para la sección de gas, es necesario tomar en cuenta los siguientes aspectos:

- * La composición de la carga de alimentación en algunos componentes (butilenos, compuestos C_5 y pesados) es una aproximación. La búsqueda de los compuestos y la estimación de su composición fue parte de la investigación de este trabajo.

- * En la estimación de propiedades de las corrientes que intervienen en el proceso, se utilizaron modelos incluidos en el simulador de procesos. Hay que recordar que muchas compañías tienen sus propios métodos de estimación.

- * Sólo se dispone información sobre las modificaciones propuestas a la sección de gas. En otras palabras, no es posible comparar la sección gas modificada y sin modificar.

- * Uno de los propósitos de este trabajo es utilizar el simulador HYSYS como herramienta para el análisis. No se intenta verificar si HYSYS es buen simulador o no, la función del simulador es modelar el proceso para comprobar si es posible obtener la información provista para la modificación de la planta.

7.1 Comparación de las corrientes reportadas en la propuesta contra las generadas en HYSYS

La primera parte del análisis se efectúa al realizar una comparación de las corrientes y obteniendo un porcentaje de error. Los resultados se presentan a continuación:



Nombre de la corriente	Salamanca	HYSYS		
	Alimentación	Alimentación	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	0.9963	0.0037	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	188.2	188.2	0.0	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	2514.4017	2514.4017	0.0000	0.0000
Agua [kgmol/h]	95.7044	95.7044	0.0000	
Oxígeno [kgmol/h]	3.5653	3.5653	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	65.2590	65.2590	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0318	0.0318	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	11.7618	11.7618	0.0000	
H2S [kgmol/h]	122.4440	122.4440	0.0000	
SO2 [kgmol/h]	0.1633	0.1633	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	151.4742	151.4742	0.0000	
Metano [kgmol/h]	253.5970	253.5970	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	135.9657	135.9657	0.0000	
Etano [kgmol/h]	125.0885	125.0885	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	454.6085	454.6085	0.0000	
Propano [kgmol/h]	72.3805	72.3805	0.0000	
i-Butano [kgmol/h]	80.2731	80.2731	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	48.4668	48.4668	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	464.4062	464.4062	0.0000	
C5+ [kgmol/h]	429.2116	429.2116	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca	HYSYS		
	141	141	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	228.89	228.89	0.00	0.0000
Presión [kPa]	248.18	248.18	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1724.5623	1724.5668	-0.0045	0.0003
Agua [kgmol/h]	3.3657	0.0000	3.3657	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0227	0.0000	0.0227	
Nitrógeno [kgmol/h]	1.0523	0.0000	1.0523	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0454	0.0000	0.0454	
H2S [kgmol/h]	0.5534	0.0000	0.5534	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.1588	0.0000	0.1588	
Metano [kgmol/h]	0.4853	0.0000	0.4853	
Etileno [kgmol/h]	0.5715	0.0000	0.5715	
Etano [kgmol/h]	0.5443	0.0000	0.5443	
Propeno [kgmol/h]	3.3022	0.0000	3.3022	
Propano [kgmol/h]	0.5761	0.0000	0.5761	
i-Butano [kgmol/h]	0.7983	0.0000	0.7983	
n-Butano [kgmol/h]	0.6895	0.0000	0.6895	
Butenos [kgmol/h]	6.8040	0.0000	6.8040	
C5+ [kgmol/h]	1705.5929	1724.5668	-18.9740	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 154	HYSYS 154	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	1928.44	1928.44	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	430.9217	430.9172	0.0045	0.0011
Agua [kgmol/h]	0.8392	0.0000	0.8392	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0045	0.0000	0.0045	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.2631	0.0000	0.2631	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0136	0.0000	0.0136	
H2S [kgmol/h]	0.1406	0.0000	0.1406	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0408	0.0000	0.0408	
Metano [kgmol/h]	0.1225	0.0000	0.1225	
Etileno [kgmol/h]	0.1406	0.0000	0.1406	
Etano [kgmol/h]	0.1361	0.0000	0.1361	
Propeno [kgmol/h]	0.8255	0.0000	0.8255	
Propano [kgmol/h]	0.1452	0.0000	0.1452	
i-Butano [kgmol/h]	0.1996	0.0000	0.1996	
n-Butano [kgmol/h]	0.1724	0.0000	0.1724	
Butenos [kgmol/h]	1.7010	0.0000	1.7010	
C5+ [kgmol/h]	426.1771	430.9172	-4.7401	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 157	HYSYS 157	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	138.89	138.89	0.00	0.0000
Presión [kPa]	515.01	515.01	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	430.9217	430.9172	0.0045	0.0011
Agua [kgmol/h]	0.8392	0.0000	0.8392	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0045	0.0000	0.0045	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.2631	0.0000	0.2631	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0136	0.0000	0.0136	
H2S [kgmol/h]	0.1406	0.0000	0.1406	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0408	0.0000	0.0408	
Metano [kgmol/h]	0.1225	0.0000	0.1225	
Etileno [kgmol/h]	0.1406	0.0000	0.1406	
Etano [kgmol/h]	0.1361	0.0000	0.1361	
Propeno [kgmol/h]	0.8255	0.0000	0.8255	
Propano [kgmol/h]	0.1452	0.0000	0.1452	
i-Butano [kgmol/h]	0.1996	0.0000	0.1996	
n-Butano [kgmol/h]	0.1724	0.0000	0.1724	
Butenos [kgmol/h]	1.7010	0.0000	1.7010	
C5+ [kgmol/h]	426.1771	430.9172	-4.7401	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 159	HYSYS 159	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	143.33	143.33	0.00	0.0000
Presión [kPa]	549.48	549.48	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1293.6496	1293.6496	0.0000	0.0000
Agua [kgmol/h]	2.5265	0.0000	2.5265	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0181	0.0000	0.0181	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.7893	0.0000	0.7893	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0363	0.0000	0.0363	
H2S [kgmol/h]	0.4173	0.0000	0.4173	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.1179	0.0000	0.1179	
Metano [kgmol/h]	0.3629	0.0000	0.3629	
Etileno [kgmol/h]	0.4264	0.0000	0.4264	
Etano [kgmol/h]	0.4082	0.0000	0.4082	
Propeno [kgmol/h]	2.4766	0.0000	2.4766	
Propano [kgmol/h]	0.4309	0.0000	0.4309	
i-Butano [kgmol/h]	0.5987	0.0000	0.5987	
n-Butano [kgmol/h]	0.5171	0.0000	0.5171	
Butenos [kgmol/h]	5.1030	0.0000	5.1030	
C5+ [kgmol/h]	1279.4203	1293.6496	-14.2293	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 162	HYSYS 162	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	0.9963	0.0037	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	188.20	188.20	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1257.1895	1257.2009	-0.0113	0.0009
Agua [kgmol/h]	47.8500	47.8522	-0.0023	
Oxígeno [kgmol/h]	1.7826	1.7826	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	32.6318	32.6295	0.0023	
CO [kgmol/h]	0.0181	0.0159	0.0023	
CO2 [kgmol/h]	5.8786	5.8809	-0.0023	
H2S [kgmol/h]	61.2220	61.2220	0.0000	
SO2 [kgmol/h]	0.0816	0.0816	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	75.7371	75.7371	0.0000	
Metano [kgmol/h]	126.7985	126.7985	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	67.9806	67.9829	-0.0023	
Etano [kgmol/h]	62.5420	62.5442	-0.0023	
Propeno [kgmol/h]	227.3020	227.3043	-0.0023	
Propano [kgmol/h]	36.1880	36.1902	-0.0023	
i-Butano [kgmol/h]	40.1343	40.1365	-0.0023	
n-Butano [kgmol/h]	24.2357	24.2334	0.0023	
Butenos [kgmol/h]	232.2009	232.2031	-0.0023	
C5+ [kgmol/h]	214.6058	214.6058	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 164	HYSYS 164	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	1997.38	1997.38	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	963.5081	963.5081	0.0000	0.0000
Agua [kgmol/h]	1.2338	1.2338	0.0000	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0045	0.0045	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0454	0.0454	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0816	0.0816	0.0000	
H2S [kgmol/h]	2.6626	2.6626	0.0000	
SO2 [kgmol/h]	0.0181	0.0181	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0590	0.0590	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.7303	0.7303	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	1.4697	1.4697	0.0000	
Etano [kgmol/h]	1.9913	1.9913	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	21.4551	21.4551	0.0000	
Propano [kgmol/h]	3.9009	3.9009	0.0000	
i-Butano [kgmol/h]	10.0789	10.0789	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	8.8089	8.8089	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	81.6701	81.6701	0.0000	
C5+ [kgmol/h]	829.2978	829.2978	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 188	HYSYS 188	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	2066.3	2066.3	0.0	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	377.6785	377.6785	0.0000	0.0000
Agua [kgmol/h]	377.6785	377.6785	0.0000	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
i-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 189	HYSYS 189	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	2066.33	2066.33	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	377.6785	377.6785	0.0000	0.0000
Agua [kgmol/h]	377.6785	377.6785	0.0000	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
i-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 201	HYSYS 201	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	185.44	185.44	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1257.1895	1253.1596	4.0299	0.3206
Agua [kgmol/h]	47.8500	43.8114	4.0386	
Oxígeno [kgmol/h]	1.7826	1.7826	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	32.6318	32.6295	0.0023	
CO [kgmol/h]	0.0181	0.0159	0.0023	
CO2 [kgmol/h]	5.8786	5.8809	-0.0023	
H2S [kgmol/h]	61.2220	61.2216	0.0004	
SO2 [kgmol/h]	0.0816	0.0816	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	75.7371	75.7371	0.0000	
Metano [kgmol/h]	126.7985	126.7985	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	67.9806	67.9829	-0.0023	
Etano [kgmol/h]	62.5420	62.5442	-0.0023	
Propeno [kgmol/h]	227.3020	227.3043	-0.0023	
Propano [kgmol/h]	36.1880	36.1902	-0.0023	
i-Butano [kgmol/h]	40.1343	40.1365	-0.0023	
n-Butano [kgmol/h]	24.2357	24.2334	0.0023	
Butenos [kgmol/h]	232.2009	232.2031	-0.0023	
C5+ [kgmol/h]	214.6058	214.6058	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 202	HYSYS 202	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	87.22	87.22	0.00	0.0000
Presión [kPa]	495.71	495.71	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1257.1895	1253.1596	4.0299	0.3206
Agua [kgmol/h]	47.8500	43.8114	4.0386	
Oxígeno [kgmol/h]	1.7826	1.7826	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	32.6318	32.6295	0.0023	
CO [kgmol/h]	0.0181	0.0159	0.0023	
CO2 [kgmol/h]	5.8786	5.8809	-0.0023	
H2S [kgmol/h]	61.2220	61.2216	0.0004	
SO2 [kgmol/h]	0.0816	0.0816	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	75.7371	75.7371	0.0000	
Metano [kgmol/h]	126.7985	126.7985	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	67.9806	67.9829	-0.0023	
Etano [kgmol/h]	62.5420	62.5442	-0.0023	
Propeno [kgmol/h]	227.3020	227.3043	-0.0023	
Propano [kgmol/h]	36.1880	36.1902	-0.0023	
i-Butano [kgmol/h]	40.1343	40.1365	-0.0023	
n-Butano [kgmol/h]	24.2357	24.2334	0.0023	
Butenos [kgmol/h]	232.2009	295.9376	-63.7367	
C5+ [kgmol/h]	214.6058	160.9544	53.6515	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 207	HYSYS 207	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	454.34	454.34	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1082.9175	1087.9246	-5.0070	0.4624
Agua [kgmol/h]	16.1254	15.6364	0.4890	
Oxígeno [kgmol/h]	1.7781	1.7793	-0.0012	
Nitrógeno [kgmol/h]	32.6046	32.5976	0.0070	
CO [kgmol/h]	0.0181	0.0159	0.0023	
CO2 [kgmol/h]	5.8423	5.8355	0.0068	
H2S [kgmol/h]	60.1016	59.9673	0.1344	
SO2 [kgmol/h]	0.0771	0.0732	0.0039	
Hidrógeno [kgmol/h]	75.7008	75.7015	-0.0007	
Metano [kgmol/h]	126.4266	126.4290	-0.0025	
Etileno [kgmol/h]	67.2866	67.3102	-0.0236	
Etano [kgmol/h]	61.6257	61.6381	-0.0124	
Propeno [kgmol/h]	218.1257	218.1995	-0.0737	
Propano [kgmol/h]	34.5187	34.5264	-0.0077	
i-Butano [kgmol/h]	36.0973	36.0217	0.0755	
n-Butano [kgmol/h]	20.9426	20.9537	-0.0111	
Butenos [kgmol/h]	202.0412	249.0680	-47.0268	
C5+ [kgmol/h]	123.6052	114.5368	9.0684	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 208	HYSYS 208	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	93.89	92.81	1.08	1.1541
Presión [kPa]	1259.64	1259.64	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1082.9175	1087.9246	-5.0070	0.4624
Agua [kgmol/h]	16.1254	15.6364	0.4890	
Oxígeno [kgmol/h]	1.7781	1.7793	-0.0012	
Nitrógeno [kgmol/h]	32.6046	32.5976	0.0070	
CO [kgmol/h]	0.0181	0.0159	0.0023	
CO2 [kgmol/h]	5.8423	5.8355	0.0068	
H2S [kgmol/h]	60.1016	59.9673	0.1344	
SO2 [kgmol/h]	0.0771	0.0732	0.0039	
Hidrógeno [kgmol/h]	75.7008	75.7015	-0.0007	
Metano [kgmol/h]	126.4266	126.4290	-0.0025	
Etileno [kgmol/h]	67.2866	67.3102	-0.0236	
Etano [kgmol/h]	61.6257	61.6381	-0.0124	
Propeno [kgmol/h]	218.1257	218.1995	-0.0737	
Propano [kgmol/h]	34.5187	34.5264	-0.0077	
i-Butano [kgmol/h]	36.0973	36.0217	0.0755	
n-Butano [kgmol/h]	20.9426	20.9537	-0.0111	
Butenos [kgmol/h]	202.0412	249.0680	-47.0268	
C5+ [kgmol/h]	123.6052	114.5368	9.0684	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 209	HYSYS 209	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	454.34	454.34	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	409.2216	405.8579	3.3637	0.8220
Agua [kgmol/h]	409.2216	405.7335	3.4882	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0006	-0.0006	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0036	-0.0036	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.1174	-0.1174	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0026	-0.0026	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0002	-0.0002	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
i-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 211	HYSYS 211	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	454.3	454.3	0.0	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	142.7424	137.0556	5.6869	3.9840
Agua [kgmol/h]	0.1814	0.1200	0.0614	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0045	0.0034	0.0012	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0272	0.0313	-0.0041	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0408	0.0418	-0.0010	
H2S [kgmol/h]	1.1204	1.1369	-0.0165	
SO2 [kgmol/h]	0.0045	0.0058	-0.0013	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0363	0.0354	0.0009	
Metano [kgmol/h]	0.3719	0.3695	0.0025	
Etileno [kgmol/h]	0.6940	0.6727	0.0213	
Etano [kgmol/h]	0.9208	0.9061	0.0147	
Propeno [kgmol/h]	9.1763	9.1048	0.0715	
Propano [kgmol/h]	1.6738	1.6638	0.0099	
i-Butano [kgmol/h]	4.0370	4.1148	-0.0778	
n-Butano [kgmol/h]	3.2931	3.2797	0.0134	
Butenos [kgmol/h]	30.1597	46.8696	-16.7100	
C5+ [kgmol/h]	91.0006	46.4175	44.5831	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 214	HYSYS 214	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.7500	0.7531	-0.0031	
Temperatura [°C]	73.89	72.97	0.92	1.2463
Presión [kPa]	1252.75	1259.64	-6.89	0.5504
Flujo molar [kgmol/h]	1460.5688	1465.6031	-5.0343	0.3447
Agua [kgmol/h]	393.7993	393.3149	0.4845	
Oxígeno [kgmol/h]	1.7781	1.7793	-0.0012	
Nitrógeno [kgmol/h]	32.6046	32.5976	0.0070	
CO [kgmol/h]	0.0181	0.0159	0.0023	
CO2 [kgmol/h]	5.8423	5.8355	0.0068	
H2S [kgmol/h]	60.1016	59.9673	0.1344	
SO2 [kgmol/h]	0.0771	0.0732	0.0039	
Hidrógeno [kgmol/h]	75.7008	75.7015	-0.0007	
Metano [kgmol/h]	126.4266	126.4290	-0.0025	
Etileno [kgmol/h]	67.2866	67.3102	-0.0236	
Etano [kgmol/h]	61.6257	61.6381	-0.0124	
Propeno [kgmol/h]	218.1031	218.1995	-0.0964	
Propano [kgmol/h]	34.5187	34.5264	-0.0077	
i-Butano [kgmol/h]	36.0973	36.0217	0.0755	
n-Butano [kgmol/h]	20.9426	20.9537	-0.0111	
Butenos [kgmol/h]	202.0412	202.4077	-0.3665	
C5+ [kgmol/h]	123.6052	128.8317	-5.2265	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 221	HYSYS 221	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.3900	0.3832	0.0068	
Temperatura [°C]	62.78	63.93	-1.15	1.8291
Presión [kPa]	1232.07	1232.07	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	6854.1549	6859.5235	-5.3685	0.0783
Agua [kgmol/h]	802.8803	793.4368	9.4435	
Oxígeno [kgmol/h]	4.0869	4.1797	-0.0928	
Nitrógeno [kgmol/h]	69.5092	70.8865	-1.3772	
CO [kgmol/h]	0.0363	0.0350	0.0013	
CO2 [kgmol/h]	19.3414	20.5983	-1.2570	
H2S [kgmol/h]	455.3162	469.6544	-14.3383	
SO2 [kgmol/h]	0.2722	0.2564	0.0158	
Hidrógeno [kgmol/h]	157.2167	158.0121	-0.7953	
Metano [kgmol/h]	315.3996	321.1143	-5.7147	
Etileno [kgmol/h]	281.5885	289.2522	-7.6637	
Etano [kgmol/h]	352.0230	373.1736	-21.1506	
Propeno [kgmol/h]	1082.4004	1010.8468	71.5537	
Propano [kgmol/h]	157.4980	147.3213	10.1767	
i-Butano [kgmol/h]	124.5850	119.7218	4.8632	
n-Butano [kgmol/h]	73.4238	71.6600	1.7637	
Butenos [kgmol/h]	706.8402	690.2591	16.5812	
C5+ [kgmol/h]	2251.7373	2319.1152	-67.3780	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 222	HYSYS 222	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.2600	0.2523	0.0077	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	1204.49	1204.49	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	6854.1549	6859.5235	-5.3685	0.0783
Agua [kgmol/h]	802.8803	793.4368	9.4435	
Oxígeno [kgmol/h]	4.0869	4.1797	-0.0928	
Nitrógeno [kgmol/h]	69.5092	70.8865	-1.3772	
CO [kgmol/h]	0.0363	0.0350	0.0013	
CO2 [kgmol/h]	19.3414	20.5983	-1.2570	
H2S [kgmol/h]	455.3162	469.6544	-14.3383	
SO2 [kgmol/h]	0.2722	0.2564	0.0158	
Hidrógeno [kgmol/h]	157.2167	158.0121	-0.7953	
Metano [kgmol/h]	315.3996	321.1143	-5.7147	
Etileno [kgmol/h]	281.5885	289.2522	-7.6637	
Etano [kgmol/h]	352.0230	373.1736	-21.1506	
Propeno [kgmol/h]	1082.4004	1010.8468	71.5537	
Propano [kgmol/h]	157.4980	147.3213	10.1767	
i-Butano [kgmol/h]	124.5850	119.7218	4.8632	
n-Butano [kgmol/h]	73.4238	71.6600	1.7637	
Butenos [kgmol/h]	706.8402	690.2591	16.5812	
C5+ [kgmol/h]	2251.7373	2319.1152	-67.3780	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 223	HYSYS 223	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	1204.49	1204.49	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1778.8624	1730.5983	48.2640	2.7132
Agua [kgmol/h]	9.7478	9.9147	-0.1669	
Oxígeno [kgmol/h]	3.7649	3.8014	-0.0366	
Nitrógeno [kgmol/h]	66.8693	67.4347	-0.5654	
CO [kgmol/h]	0.0318	0.0330	-0.0013	
CO2 [kgmol/h]	14.6376	15.0324	-0.3948	
H2S [kgmol/h]	241.4406	239.6243	1.8163	
SO2 [kgmol/h]	0.0590	0.0520	0.0069	
Hidrógeno [kgmol/h]	153.6605	154.0444	-0.3839	
Metano [kgmol/h]	277.2385	279.3288	-2.0903	
Etileno [kgmol/h]	191.0732	193.1242	-2.0510	
Etano [kgmol/h]	210.0200	217.0393	-7.0193	
Propeno [kgmol/h]	377.7375	339.4837	38.2538	
Propano [kgmol/h]	50.6396	45.2940	5.3456	
i-Butano [kgmol/h]	21.7318	19.0714	2.6604	
n-Butano [kgmol/h]	9.6163	8.9369	0.6793	
Butenos [kgmol/h]	97.0017	90.8935	6.1082	
C5+ [kgmol/h]	53.5925	47.4896	6.1029	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 224	HYSYS 224	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	1204.49	1204.49	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	787.6440	780.8811	6.7630	0.8586
Agua [kgmol/h]	787.6440	779.4043	8.2398	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0001	-0.0001	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0040	-0.0040	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0287	-0.0287	
H2S [kgmol/h]	0.0000	1.4372	-1.4372	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0054	-0.0054	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0014	-0.0014	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
i-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 225	HYSYS 225	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	1204.49	1204.49	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	4287.6486	4348.0441	-60.3955	1.4086
Agua [kgmol/h]	5.4885	4.1179	1.3707	
Oxígeno [kgmol/h]	0.3221	0.3781	-0.0561	
Nitrógeno [kgmol/h]	2.6399	3.4477	-0.8078	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0020	-0.0020	
CO2 [kgmol/h]	4.7038	5.5373	-0.8335	
H2S [kgmol/h]	213.8755	228.5929	-14.7174	
SO2 [kgmol/h]	0.2132	0.1990	0.0142	
Hidrógeno [kgmol/h]	3.5562	3.9662	-0.4100	
Metano [kgmol/h]	38.1657	41.7855	-3.6198	
Etileno [kgmol/h]	90.5153	96.1280	-5.6127	
Etano [kgmol/h]	142.0031	156.1344	-14.1313	
Propeno [kgmol/h]	704.6584	671.3631	33.2954	
Propano [kgmol/h]	106.8584	102.0273	4.8311	
i-Butano [kgmol/h]	102.8577	100.6504	2.2073	
n-Butano [kgmol/h]	63.8075	62.7231	1.0844	
Butenos [kgmol/h]	609.8385	599.3656	10.4730	
C5+ [kgmol/h]	2198.1448	2271.6256	-73.4808	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 227	HYSYS 227	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	48.89	47.43	1.46	2.9772
Presión [kPa]	1259.6	1259.6	0.0	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	893.1371	862.5362	30.6009	3.4262
Agua [kgmol/h]	5.4795	4.1179	1.3616	
Oxígeno [kgmol/h]	0.3221	0.3781	-0.0561	
Nitrógeno [kgmol/h]	2.6399	3.4477	-0.8078	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0020	-0.0020	
CO2 [kgmol/h]	4.7038	5.5373	-0.8335	
H2S [kgmol/h]	199.2697	211.8267	-12.5569	
SO2 [kgmol/h]	0.0363	0.0312	0.0051	
Hidrógeno [kgmol/h]	3.5562	3.9662	-0.4100	
Metano [kgmol/h]	38.1657	41.7855	-3.6198	
Etileno [kgmol/h]	90.4518	96.1278	-5.6760	
Etano [kgmol/h]	140.4472	156.0010	-15.5537	
Propeno [kgmol/h]	259.5981	210.8229	48.7752	
Propano [kgmol/h]	33.6887	27.8076	5.8810	
i-Butano [kgmol/h]	13.3766	11.2221	2.1544	
n-Butano [kgmol/h]	5.9512	5.3091	0.6421	
Butenos [kgmol/h]	60.2241	53.9356	6.2885	
C5+ [kgmol/h]	35.2263	30.2174	5.0089	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 228	HYSYS 228	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	106.11	110.09	-3.98	3.7461
Presión [kPa]	1280.33	1280.33	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	3394.5160	3476.2316	-81.7156	2.4073
Agua [kgmol/h]	0.0091	0.0000	0.0091	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	14.6058	15.9511	-1.3453	
SO2 [kgmol/h]	0.1769	0.1669	0.0100	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0635	0.0001	0.0634	
Etano [kgmol/h]	1.5558	0.1198	1.4360	
Propeno [kgmol/h]	445.0649	456.7623	-11.6974	
Propano [kgmol/h]	73.1652	73.6835	-0.5183	
i-Butano [kgmol/h]	89.4811	89.1066	0.3745	
n-Butano [kgmol/h]	57.8563	57.2454	0.6109	
Butenos [kgmol/h]	549.6144	543.7363	5.8782	
C5+ [kgmol/h]	2162.9230	2239.4596	-76.5366	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 232	HYSYS 232	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.2000	0.1558	0.0442	
Temperatura [°C]	120.00	120.00	0.00	0.0000
Presión [kPa]	1211.38	1211.38	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	3394.5160	3476.2316	-81.7156	2.4073
Agua [kgmol/h]	0.0091	0.0000	0.0091	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	14.6058	15.9511	-1.3453	
SO2 [kgmol/h]	0.1769	0.1669	0.0100	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0635	0.0001	0.0634	
Etano [kgmol/h]	1.5558	0.1198	1.4360	
Propeno [kgmol/h]	445.0649	456.7623	-11.6974	
Propano [kgmol/h]	73.1652	73.6835	-0.5183	
i-Butano [kgmol/h]	89.4811	89.1066	0.3745	
n-Butano [kgmol/h]	57.8563	57.2454	0.6109	
Butenos [kgmol/h]	549.6144	543.7363	5.8782	
C5+ [kgmol/h]	2162.9230	2239.4596	-76.5366	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 234	HYSYS 234	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	44.44	46.28	-1.84	4.1357
Presión [kPa]	1190.70	1190.70	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	2754.3817	2795.3741	-40.9924	1.4883
Agua [kgmol/h]	9.4348	2.4556	6.9792	
Oxígeno [kgmol/h]	0.1996	0.2358	-0.0362	
Nitrógeno [kgmol/h]	1.6103	2.1760	-0.5657	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0013	-0.0013	
CO2 [kgmol/h]	2.8803	3.3004	-0.4200	
H2S [kgmol/h]	133.5208	137.7788	-4.2580	
SO2 [kgmol/h]	0.0726	0.0671	0.0055	
Hidrógeno [kgmol/h]	2.1863	2.5660	-0.3797	
Metano [kgmol/h]	23.6460	25.6773	-2.0313	
Etileno [kgmol/h]	55.1846	57.0319	-1.8473	
Etano [kgmol/h]	86.5010	91.8354	-5.3344	
Propeno [kgmol/h]	368.1484	345.9091	22.2393	
Propano [kgmol/h]	51.4198	47.2035	4.2162	
i-Butano [kgmol/h]	30.9353	28.2590	2.6763	
n-Butano [kgmol/h]	19.0012	17.8993	1.1019	
Butenos [kgmol/h]	182.1963	172.0688	10.1275	
C5+ [kgmol/h]	1787.4444	1860.9087	-73.4643	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 244	HYSYS 244	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	0.9975	0.0025	
Temperatura [°C]	37.78	40.17	-2.39	6.3309
Presión [kPa]	1142.43	1142.43	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	949.9819	927.7551	22.2268	2.3397
Agua [kgmol/h]	1.5468	8.6928	-7.1460	
Oxígeno [kgmol/h]	3.5698	3.5702	-0.0004	
Nitrógeno [kgmol/h]	65.3044	65.3041	0.0003	
CO [kgmol/h]	0.0318	0.0318	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	11.8434	11.8137	0.0298	
H2S [kgmol/h]	110.6051	104.5081	6.0970	
SO2 [kgmol/h]	0.0045	0.0031	0.0015	
Hidrógeno [kgmol/h]	151.5332	151.5373	-0.0042	
Metano [kgmol/h]	254.3228	254.3818	-0.0590	
Etileno [kgmol/h]	137.3583	137.5620	-0.2037	
Etano [kgmol/h]	125.5148	127.1952	-1.6803	
Propeno [kgmol/h]	31.0578	15.0299	16.0279	
Propano [kgmol/h]	3.1253	1.9915	1.1338	
i-Butano [kgmol/h]	1.2202	1.0269	0.1933	
n-Butano [kgmol/h]	0.8800	0.6713	0.2087	
Butenos [kgmol/h]	7.8155	6.3849	1.4306	
C5+ [kgmol/h]	44.2484	38.0507	6.1977	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 245	HYSYS 245	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	0.9988	0.0012	
Temperatura [°C]	43.33	43.81	-0.48	1.1094
Presión [kPa]	1121.75	1121.75	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	843.0055	833.1328	9.8727	1.1711
Agua [kgmol/h]	2.2181	8.1211	-5.9030	
Oxígeno [kgmol/h]	3.5290	3.5234	0.0056	
Nitrógeno [kgmol/h]	65.2499	64.9352	0.3147	
CO [kgmol/h]	0.0318	0.0315	0.0002	
CO2 [kgmol/h]	11.2628	11.1681	0.0947	
H2S [kgmol/h]	91.9849	86.6237	5.3612	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0007	-0.0007	
Hidrógeno [kgmol/h]	151.1975	151.1099	0.0876	
Metano [kgmol/h]	249.0474	249.7534	-0.7059	
Etileno [kgmol/h]	127.1160	128.7784	-1.6624	
Etano [kgmol/h]	112.0339	115.3611	-3.3271	
Propeno [kgmol/h]	22.4485	11.0852	11.3634	
Propano [kgmol/h]	2.2272	1.4053	0.8219	
i-Butano [kgmol/h]	0.5897	0.3578	0.2318	
n-Butano [kgmol/h]	0.2676	0.0551	0.2125	
Butenos [kgmol/h]	2.4993	0.7687	1.7306	
C5+ [kgmol/h]	1.3018	0.0542	1.2476	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 247	HYSYS 247	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0800	0.0631	0.0169	
Temperatura [°C]	47.22	47.06	0.17	0.3498
Presión [kPa]	246.12	246.12	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	537.8890	525.5395	12.3495	2.2959
Agua [kgmol/h]	0.1724	0.5717	-0.3994	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0454	0.0468	-0.0014	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.3221	0.3688	-0.0468	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0002	-0.0002	
CO2 [kgmol/h]	0.5897	0.6455	-0.0558	
H2S [kgmol/h]	18.7562	17.8844	0.8718	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0024	-0.0024	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.3719	0.4275	-0.0555	
Metano [kgmol/h]	5.3978	4.6284	0.7694	
Etileno [kgmol/h]	10.3828	8.7835	1.5993	
Etano [kgmol/h]	13.6170	11.8341	1.7829	
Propeno [kgmol/h]	9.4303	3.9447	5.4855	
Propano [kgmol/h]	1.0433	0.5862	0.4570	
i-Butano [kgmol/h]	0.8346	0.6690	0.1656	
n-Butano [kgmol/h]	0.7847	0.6162	0.1685	
Butenos [kgmol/h]	7.0171	5.6162	1.4010	
C5+ [kgmol/h]	469.1237	468.9137	0.2100	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 251	HYSYS 251	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	1080.4	1080.4	0.0	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	843.0055	830.3346	12.6710	1.5031
Agua [kgmol/h]	2.2181	5.3265	-3.1085	
Oxígeno [kgmol/h]	3.5290	3.5234	0.0056	
Nitrógeno [kgmol/h]	65.2499	64.9352	0.3147	
CO [kgmol/h]	0.0318	0.0315	0.0002	
CO2 [kgmol/h]	11.2628	11.1680	0.0948	
H2S [kgmol/h]	91.9849	86.6202	5.3648	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0007	-0.0007	
Hidrógeno [kgmol/h]	151.1975	151.1099	0.0876	
Metano [kgmol/h]	249.0474	249.7534	-0.7059	
Etileno [kgmol/h]	127.1160	128.7784	-1.6624	
Etano [kgmol/h]	112.0339	115.3611	-3.3271	
Propeno [kgmol/h]	22.4485	11.0852	11.3634	
Propano [kgmol/h]	2.2272	1.4053	0.8219	
i-Butano [kgmol/h]	0.5897	0.3578	0.2318	
n-Butano [kgmol/h]	0.2676	0.0551	0.2125	
Butenos [kgmol/h]	2.4993	0.7687	1.7306	
C5+ [kgmol/h]	1.3018	0.0542	1.2476	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 301	HYSYS 301	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	166.11	170.77	-4.66	2.8056
Presión [kPa]	1083.83	1083.83	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	2189.5128	2253.8149	-64.3021	2.9368
Agua [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0091	0.0005	0.0086	
Propano [kgmol/h]	0.0045	0.0003	0.0042	
i-Butano [kgmol/h]	0.7938	0.2978	0.4960	
n-Butano [kgmol/h]	3.3158	1.8201	1.4957	
Butenos [kgmol/h]	25.8051	13.0031	12.8021	
C5+ [kgmol/h]	2159.5845	2238.6932	-79.1087	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 302	HYSYS 302	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	140.00	143.77	3.77	2.6929
Presión [kPa]	1049.35	1049.35	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	2189.4448	2253.8149	-64.3701	2.9400
Agua [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0091	0.0005	0.0086	
Propano [kgmol/h]	0.0045	0.0003	0.0042	
i-Butano [kgmol/h]	0.7938	0.2978	0.4960	
n-Butano [kgmol/h]	3.3158	1.8201	1.4957	
Butenos [kgmol/h]	25.8051	13.0031	12.8021	
C5+ [kgmol/h]	2159.5165	2238.6932	-79.1767	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 304	HYSYS 304	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	952.83	952.83	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1227.7375	1226.1500	1.5875	0.1293
Agua [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0045	0.0003	0.0043	
Propano [kgmol/h]	0.0000	0.0002	-0.0002	
i-Butano [kgmol/h]	0.4445	0.1620	0.2825	
n-Butano [kgmol/h]	1.8597	0.9902	0.8696	
Butenos [kgmol/h]	14.4697	7.0741	7.3957	
C5+ [kgmol/h]	1210.9589	1217.9233	-6.9643	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 305	HYSYS 305	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	952.83	952.83	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	961.8480	1027.6649	-65.8170	6.8428
Agua [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0045	0.0002	0.0043	
Propano [kgmol/h]	0.0000	0.0001	-0.0001	
i-Butano [kgmol/h]	0.3493	0.1358	0.2135	
n-Butano [kgmol/h]	1.4560	0.8299	0.6262	
Butenos [kgmol/h]	11.3354	5.9290	5.4064	
C5+ [kgmol/h]	948.7027	1020.7699	-72.0672	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 312	HYSYS 312	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	41.11	43.60	-2.49	6.0589
Presión [kPa]	2052.54	2052.54	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1205.0032	1222.4167	-17.4135	1.4451
Agua [kgmol/h]	0.0091	0.0000	0.0091	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	14.6058	15.9511	-1.3453	
SO2 [kgmol/h]	0.1769	0.1669	0.0100	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0635	0.0001	0.0634	
Etano [kgmol/h]	1.5558	0.1198	1.4360	
Propeno [kgmol/h]	445.0558	456.7618	-11.7060	
Propano [kgmol/h]	73.1652	73.6832	-0.5180	
i-Butano [kgmol/h]	88.6873	88.8087	-0.1214	
n-Butano [kgmol/h]	54.5360	55.4253	-0.8894	
Butenos [kgmol/h]	523.8093	530.7332	-6.9239	
C5+ [kgmol/h]	3.3385	0.7665	2.5720	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 322	HYSYS 322	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	44.44	43.33	1.11	2.5000
Presión [kPa]	1583.70	1583.70	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1190.2204	1211.2995	-21.0790	1.7710
Agua [kgmol/h]	0.0091	5.5372	-5.5281	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.5156	-0.5156	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.1669	-0.1669	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0635	0.0001	0.0634	
Etano [kgmol/h]	1.5558	0.1198	1.4361	
Propeno [kgmol/h]	445.0558	456.0812	-11.0254	
Propano [kgmol/h]	73.1652	73.6654	-0.5002	
i-Butano [kgmol/h]	88.6873	88.8078	-0.1205	
n-Butano [kgmol/h]	54.5360	55.4248	-0.8888	
Butenos [kgmol/h]	523.8093	530.3527	-6.5434	
C5+ [kgmol/h]	3.3385	0.6281	2.7103	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 325	HYSYS 325	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.4900	0.4552	0.0348	
Temperatura [°C]	89.44	89.44	0.00	0.0000
Presión [kPa]	2273.2	2273.2	0.0	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1190.2204	1211.2995	-21.0790	1.7710
Agua [kgmol/h]	0.0091	5.5372	-5.5281	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.5156	-0.5156	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.1669	-0.1669	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0635	0.0001	0.0634	
Etano [kgmol/h]	1.5558	0.1198	1.4361	
Propeno [kgmol/h]	445.0558	456.0812	-11.0254	
Propano [kgmol/h]	73.1652	73.6654	-0.5002	
i-Butano [kgmol/h]	88.6873	88.8078	-0.1205	
n-Butano [kgmol/h]	54.5360	55.4248	-0.8888	
Butenos [kgmol/h]	523.8093	530.3527	-6.5434	
C5+ [kgmol/h]	3.3385	0.6281	2.7103	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 332	HYSYS 332	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	1687.12	1687.12	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	671.6547	676.9943	-5.3396	0.7950
Agua [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.1661	-0.1661	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	1.8960	0.2485	1.6475	
Propano [kgmol/h]	1.1839	1.3663	-0.1824	
i-Butano [kgmol/h]	87.8436	88.8078	-0.9642	
n-Butano [kgmol/h]	54.5088	55.4248	-0.9160	
Butenos [kgmol/h]	522.8840	530.3527	-7.4687	
C5+ [kgmol/h]	3.3385	0.6281	2.7103	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 337	HYSYS 337	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	38.30	-0.52	1.3822
Presión [kPa]	1997.38	1997.38	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	518.5657	529.5828	-11.0171	2.1245
Agua [kgmol/h]	0.0091	0.8149	-0.8059	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.5155	-0.5155	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0008	-0.0008	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0635	0.0001	0.0634	
Etano [kgmol/h]	1.5558	0.1198	1.4361	
Propeno [kgmol/h]	443.1598	455.8326	-12.6729	
Propano [kgmol/h]	71.9813	72.2991	-0.3178	
i-Butano [kgmol/h]	0.8437	0.0000	0.8437	
n-Butano [kgmol/h]	0.0272	0.0000	0.0272	
Butenos [kgmol/h]	0.9253	0.0000	0.9253	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 402	HYSYS 402	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	45.00	44.94	0.06	0.1262
Presión [kPa]	1687.12	1687.12	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	9163.1815	9154.6431	8.5384	0.0932
Agua [kgmol/h]	8777.6105	8778.1078	-0.4973	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.5987	0.0000	0.5987	
H2S [kgmol/h]	8.9721	0.0000	8.9721	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
i-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	376.0002	376.5353	-0.5352	

Nombre de la corriente	Salamanca 403	HYSYS 403	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	45.00	44.88	0.12	0.2744
Presión [kPa]	1059.70	1059.70	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	741.9668	731.5338	10.4330	1.4061
Agua [kgmol/h]	6.4955	6.4903	0.0052	
Oxígeno [kgmol/h]	3.5199	3.5160	0.0040	
Nitrógeno [kgmol/h]	65.1728	64.8624	0.3104	
CO [kgmol/h]	0.0318	0.0315	0.0003	
CO2 [kgmol/h]	0.0091	0.0264	-0.0173	
H2S [kgmol/h]	0.0091	0.0000	0.0091	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0007	-0.0007	
Hidrógeno [kgmol/h]	150.9435	150.8547	0.0888	
Metano [kgmol/h]	248.5077	249.1740	-0.6663	
Etileno [kgmol/h]	126.3041	127.9288	-1.6247	
Etano [kgmol/h]	111.7935	115.1026	-3.3091	
Propeno [kgmol/h]	22.2988	10.9666	11.3322	
Propano [kgmol/h]	2.2226	1.4027	0.8199	
i-Butano [kgmol/h]	0.5942	0.3578	0.2364	
n-Butano [kgmol/h]	0.2676	0.0551	0.2125	
Butenos [kgmol/h]	2.4948	0.7642	1.7306	
C5+ [kgmol/h]	1.3018	0.0000	1.3018	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 404	HYSYS 404	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	50.00	50.65	-0.65	1.3093
Presión [kPa]	1080.38	1080.38	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	9264.2067	9252.1900	12.0166	0.1297
Agua [kgmol/h]	8773.3330	8776.1459	-2.8128	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0091	0.0074	0.0016	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0771	0.0728	0.0043	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0001	-0.0001	
CO2 [kgmol/h]	11.8570	11.1416	0.7154	
H2S [kgmol/h]	100.9299	86.6202	14.3097	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.2586	0.2552	0.0034	
Metano [kgmol/h]	0.5398	0.5794	-0.0396	
Etileno [kgmol/h]	0.8074	0.8496	-0.0422	
Etano [kgmol/h]	0.2359	0.2584	-0.0225	
Propeno [kgmol/h]	0.1406	0.1186	0.0220	
Propano [kgmol/h]	0.0045	0.0026	0.0020	
i-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	0.0136	0.0045	0.0091	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	376.0002	376.1338	-0.1336	

Nombre de la corriente	Salamanca 408	HYSYS 408	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	45.00	44.94	0.06	0.1262
Presión [kPa]	1687.12	1687.12	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1298.2582	1297.5285	0.7296	0.0562
Agua [kgmol/h]	1243.6315	1244.1605	-0.5290	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0862	0.0000	0.0862	
H2S [kgmol/h]	1.2701	0.0000	1.2701	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
i-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	53.2704	53.3680	-0.0976	



Nombre de la corriente	Salamanca 409	HYSYS 409	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	44.44	43.33	1.11	2.5000
Presión [kPa]	1583.7	1583.7	0.0	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1191.1231	1211.2995	-20.1764	1.6939
Agua [kgmol/h]	1.3336	5.5372	-4.2036	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0045	0.5156	-0.5111	
SO2 [kgmol/h]	0.1452	0.1669	-0.0218	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0635	0.0001	0.0634	
Etano [kgmol/h]	1.5558	0.1198	1.4361	
Propeno [kgmol/h]	444.5750	456.0812	-11.5062	
Propano [kgmol/h]	73.1425	73.6654	-0.5228	
i-Butano [kgmol/h]	88.6329	88.8078	-0.1749	
n-Butano [kgmol/h]	54.5269	55.4248	-0.8979	
Butenos [kgmol/h]	523.7277	530.3527	-6.6250	
C5+ [kgmol/h]	3.3339	0.6281	2.7058	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0816	0.0000	0.0816	

Nombre de la corriente	Salamanca 410	HYSYS 410	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	43.33	46.65	-3.31	7.6432
Presión [kPa]	1652.65	1652.65	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1312.1065	1307.9918	4.1147	0.3136
Agua [kgmol/h]	1242.3070	1238.1728	4.1342	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0862	0.0000	0.0862	
H2S [kgmol/h]	15.8714	15.4041	0.4673	
SO2 [kgmol/h]	0.0272	0.0000	0.0272	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.4672	0.6658	-0.1986	
Propano [kgmol/h]	0.0181	0.0174	0.0007	
i-Butano [kgmol/h]	0.0045	0.0009	0.0036	
n-Butano [kgmol/h]	0.0045	0.0006	0.0040	
Butenos [kgmol/h]	0.1406	0.3724	-0.2317	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	53.1797	53.3578	-0.1780	



Nombre de la corriente	Salamanca	HYSYS		
	413	413	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	48.89	50.14	-1.25	2.5632
Presión [kPa]	1010.05	1011.43	-1.38	0.1365
Flujo molar [kgmol/h]	0.1497	0.0806	0.0691	46.1450
Agua [kgmol/h]	0.0000	0.0010	-0.0010	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0003	-0.0003	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0091	0.0057	0.0034	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.0002	-0.0002	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0272	0.0135	0.0137	
Metano [kgmol/h]	0.0454	0.0227	0.0226	
Etileno [kgmol/h]	0.0227	0.0121	0.0106	
Etano [kgmol/h]	0.0181	0.0105	0.0076	
Propeno [kgmol/h]	0.0181	0.0071	0.0111	
Propano [kgmol/h]	0.0045	0.0010	0.0035	
i-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0005	-0.0005	
n-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0003	-0.0003	
Butenos [kgmol/h]	0.0045	0.0058	-0.0012	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca	HYSYS		
	414	414	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	48.89	50.14	-1.25	2.5632
Presión [kPa]	1010.05	1011.43	-1.38	0.1365
Flujo molar [kgmol/h]	10601.4787	10588.6363	12.8425	0.1211
Agua [kgmol/h]	10040.9326	10042.2610	-1.3284	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0091	0.0071	0.0019	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0635	0.0671	-0.0036	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	11.9432	11.1416	0.8016	
H2S [kgmol/h]	116.8012	102.1380	14.6632	
SO2 [kgmol/h]	0.0318	0.0000	0.0318	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.2313	0.2417	-0.0104	
Metano [kgmol/h]	0.4944	0.5567	-0.0622	
Etileno [kgmol/h]	0.7847	0.8375	-0.0528	
Etano [kgmol/h]	0.2132	0.2479	-0.0347	
Propeno [kgmol/h]	0.5987	0.7921	-0.1934	
Propano [kgmol/h]	0.0227	0.0194	0.0033	
i-Butano [kgmol/h]	0.0045	0.0005	0.0040	
n-Butano [kgmol/h]	0.0045	0.0003	0.0042	
Butenos [kgmol/h]	0.1497	0.3795	-0.2298	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	429.1935	429.9458	-0.7523	



Nombre de la corriente	Salamanca 418	HYSYS 418	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	0.9726	0.0274	
Temperatura [°C]	43.33	45.18	-1.85	4.2632
Presión [kPa]	190.96	190.96	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	126.7668	125.5871	1.1797	0.9306
Agua [kgmol/h]	6.3594	6.4381	-0.0787	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0091	0.0071	0.0019	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0635	0.0671	-0.0036	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	11.2583	11.1408	0.1175	
H2S [kgmol/h]	106.5409	102.1139	4.4269	
SO2 [kgmol/h]	0.0318	0.0000	0.0318	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.2313	0.2417	-0.0104	
Metano [kgmol/h]	0.4944	0.5567	-0.0622	
Etileno [kgmol/h]	0.7847	0.8375	-0.0528	
Etano [kgmol/h]	0.2132	0.2479	-0.0347	
Propeno [kgmol/h]	0.5987	0.7921	-0.1934	
Propano [kgmol/h]	0.0227	0.0194	0.0033	
i-Butano [kgmol/h]	0.0045	0.0005	0.0040	
n-Butano [kgmol/h]	0.0045	0.0003	0.0042	
Butenos [kgmol/h]	0.1497	0.3795	-0.2298	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	2.7443	-2.7443	

Nombre de la corriente	Salamanca 423	HYSYS 423	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	126.67	125.67	0.99	0.7838
Presión [kPa]	253.01	253.01	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	10461.3626	10449.4501	11.9126	0.1139
Agua [kgmol/h]	10021.2419	10022.2683	-1.0263	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.6849	0.0000	0.6849	
H2S [kgmol/h]	10.2422	0.0000	10.2422	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
i-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	429.1935	427.1818	2.0117	



Nombre de la corriente	Salamanca 425	HYSYS 425	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	44.44	44.44	0.00	0.0000
Presión [kPa]	204.75	204.75	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	10461.4397	10449.4501	11.9897	0.1146
Agua [kgmol/h]	10021.2419	10022.2683	-1.0263	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.6849	0.0000	0.6849	
H2S [kgmol/h]	10.2422	0.0000	10.2422	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
i-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	429.2706	427.1818	2.0888	

Nombre de la corriente	Salamanca 435	HYSYS 435	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	43.33	45.18	-1.85	4.2632
Presión [kPa]	191.0	191.0	0.0	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	13.3539	13.5992	-0.2453	1.8366
Agua [kgmol/h]	13.3312	13.5545	-0.2233	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0008	-0.0008	
H2S [kgmol/h]	0.0227	0.0241	-0.0014	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
i-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0197	-0.0197	



Nombre de la corriente	Salamanca 436	HYSYS 436	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	44.44	45.84	-1.40	3.1391
Presión [kPa]	1618.17	1618.17	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1191.1503	1211.7968	-20.6465	1.7333
Agua [kgmol/h]	1.3336	5.9796	-4.6460	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0045	0.5470	-0.5425	
SO2 [kgmol/h]	0.1452	0.1669	-0.0218	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0635	0.0001	0.0634	
Etano [kgmol/h]	1.5558	0.1198	1.4361	
Propeno [kgmol/h]	444.5841	456.0960	-11.5119	
Propano [kgmol/h]	73.1425	73.6658	-0.5232	
i-Butano [kgmol/h]	88.6374	88.8078	-0.1704	
n-Butano [kgmol/h]	54.5269	55.4248	-0.8979	
Butenos [kgmol/h]	523.7277	530.3609	-6.6332	
C5+ [kgmol/h]	3.3339	0.6281	2.7058	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0953	0.0001	0.0951	

Nombre de la corriente	Salamanca 700	HYSYS 700	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	1866.38	1866.38	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	518.5567	520.2400	-1.6833	0.3246
Agua [kgmol/h]	0.0091	0.7319	-0.7228	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.0012	-0.0012	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0006	-0.0006	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0635	0.0000	0.0635	
Etano [kgmol/h]	1.5558	0.0257	1.5302	
Propeno [kgmol/h]	443.1507	447.3852	-4.2345	
Propano [kgmol/h]	71.9813	72.0954	-0.1141	
i-Butano [kgmol/h]	0.8437	0.0000	0.8437	
n-Butano [kgmol/h]	0.0272	0.0000	0.0272	
Butenos [kgmol/h]	0.9253	0.0000	0.9253	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 702	HYSYS 702	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.85	-0.08	0.2010
Presión [kPa]	1587.15	1587.15	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	518.5567	520.0761	-1.5195	0.2930
Agua [kgmol/h]	0.0091	0.7663	-0.7572	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.2559	-0.2559	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0007	-0.0007	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0635	0.0001	0.0634	
Etano [kgmol/h]	1.5558	0.0720	1.4838	
Propeno [kgmol/h]	443.1507	447.4489	-4.2982	
Propano [kgmol/h]	71.9813	71.5322	0.4491	
i-Butano [kgmol/h]	0.8437	0.0000	0.8437	
n-Butano [kgmol/h]	0.0272	0.0000	0.0272	
Butenos [kgmol/h]	0.9253	0.0000	0.9253	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 710	HYSYS 710	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	60.56	59.56	1.00	1.6507
Presión [kPa]	2164.93	2147.59	17.33	0.8006
Flujo molar [kgmol/h]	55.2209	55.7340	-0.5131	0.9291
Agua [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0007	-0.0007	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	2.7624	4.1560	-1.3936	
Propano [kgmol/h]	50.6623	51.5773	-0.9150	
i-Butano [kgmol/h]	0.8437	0.0000	0.8437	
n-Butano [kgmol/h]	0.0272	0.0000	0.0272	
Butenos [kgmol/h]	0.9253	0.0000	0.9253	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 713	HYSYS 713	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	43.33	43.33	0.00	0.0000
Presión [kPa]	1589.21	1571.88	17.33	1.0906
Flujo molar [kgmol/h]	55.2209	55.7340	-0.5131	0.9291
Agua [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0007	-0.0007	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	2.7624	4.1560	-1.3936	
Propano [kgmol/h]	50.6623	51.5773	-0.9150	
i-Butano [kgmol/h]	0.8437	0.0000	0.8437	
n-Butano [kgmol/h]	0.0272	0.0000	0.0272	
Butenos [kgmol/h]	0.9253	0.0000	0.9253	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 745	HYSYS 745	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0001	-0.0001	
Temperatura [°C]	48.33	48.34	-0.01	0.0231
Presión [kPa]	2037.37	1989.01	48.36	2.3736
Flujo molar [kgmol/h]	463.3312	463.7392	-0.4079	0.0880
Agua [kgmol/h]	0.0091	0.7627	-0.7536	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.2553	-0.2553	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0635	0.0001	0.0634	
Etano [kgmol/h]	1.5558	0.0719	1.4840	
Propeno [kgmol/h]	440.3883	442.7182	-2.3299	
Propano [kgmol/h]	21.3145	19.9310	1.3836	
i-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca	HYSYS	Diferencia	Error [%]
	1162	1162		
Fracción vapor	1.0000	0.9963	0.0037	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	188.2	188.2	0.0	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1257.1895	1257.2009	-0.0113	0.0009
Agua [kgmol/h]	47.8500	47.8522	-0.0023	
Oxígeno [kgmol/h]	1.7826	1.7826	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	32.6318	32.6295	0.0023	
CO [kgmol/h]	0.0181	0.0159	0.0023	
CO2 [kgmol/h]	5.8786	5.8809	-0.0023	
H2S [kgmol/h]	61.2220	61.2220	0.0000	
SO2 [kgmol/h]	0.0816	0.0816	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	75.7371	75.7371	0.0000	
Metano [kgmol/h]	126.7985	126.7985	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	67.9806	67.9829	-0.0023	
Etano [kgmol/h]	62.5420	62.5442	-0.0023	
Propeno [kgmol/h]	227.3020	227.3043	-0.0023	
Propano [kgmol/h]	36.1880	36.1902	-0.0023	
i-Butano [kgmol/h]	40.1343	40.1365	-0.0023	
n-Butano [kgmol/h]	24.2357	24.2334	0.0023	
Butenos [kgmol/h]	232.2009	232.2031	-0.0023	
C5+ [kgmol/h]	214.6058	214.6058	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca	HYSYS	Diferencia	Error [%]
	1188	1188		
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	2066.33	2066.33	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	377.6785	377.6785	0.0000	0.0000
Agua [kgmol/h]	377.6785	377.6785	0.0000	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
i-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca	HYSYS		
	1189	1189	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	2066.33	2066.33	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	377.6785	377.6785	0.0000	0.0000
Agua [kgmol/h]	377.6785	377.6785	0.0000	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
i-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca	HYSYS		
	1201	1201	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	185.44	185.44	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1257.1895	1253.1596	4.0299	0.3206
Agua [kgmol/h]	47.8500	43.8114	4.0386	
Oxígeno [kgmol/h]	1.7826	1.7826	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	32.6318	32.6295	0.0023	
CO [kgmol/h]	0.0181	0.0159	0.0023	
CO2 [kgmol/h]	5.8786	5.8809	-0.0023	
H2S [kgmol/h]	61.2220	61.2216	0.0004	
SO2 [kgmol/h]	0.0816	0.0816	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	75.7371	75.7371	0.0000	
Metano [kgmol/h]	126.7985	126.7985	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	67.9806	67.9829	-0.0023	
Etano [kgmol/h]	62.5420	62.5442	-0.0023	
Propeno [kgmol/h]	227.3020	227.3043	-0.0023	
Propano [kgmol/h]	36.1880	36.1902	-0.0023	
i-Butano [kgmol/h]	40.1343	40.1365	-0.0023	
n-Butano [kgmol/h]	24.2357	24.2334	0.0023	
Butenos [kgmol/h]	232.2009	232.2031	-0.0023	
C5+ [kgmol/h]	214.6058	214.6058	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca	HYSYS		
	1202	1202	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	87.22	87.22	0.00	0.0000
Presión [kPa]	495.71	495.71	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1257.1895	1253.1596	4.0299	0.3206
Agua [kgmol/h]	47.8500	43.8114	4.0386	
Oxígeno [kgmol/h]	1.7826	1.7826	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	32.6318	32.6295	0.0023	
CO [kgmol/h]	0.0	0.0	0.0	
CO2 [kgmol/h]	5.8786	5.8809	-0.0023	
H2S [kgmol/h]	61.2220	61.2216	0.0004	
SO2 [kgmol/h]	0.0816	0.0816	0.0000	
Hidrógeno [kgmol/h]	75.7371	75.7371	0.0000	
Metano [kgmol/h]	126.7985	126.7985	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	67.9806	67.9829	-0.0023	
Etano [kgmol/h]	62.5420	62.5442	-0.0023	
Propeno [kgmol/h]	227.3020	227.3043	-0.0023	
Propano [kgmol/h]	36.1880	36.1902	-0.0023	
i-Butano [kgmol/h]	40.1343	40.1365	-0.0023	
n-Butano [kgmol/h]	24.2357	24.2334	0.0023	
Butenos [kgmol/h]	232.2009	232.2031	-0.0023	
C5+ [kgmol/h]	214.6058	214.6058	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca	HYSYS		
	1207	1207	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	454.34	454.34	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1082.9175	1087.9246	-5.0070	0.4624
Agua [kgmol/h]	16.1254	15.6364	0.4890	
Oxígeno [kgmol/h]	1.7781	1.7793	-0.0012	
Nitrógeno [kgmol/h]	32.6046	32.5976	0.0070	
CO [kgmol/h]	0.0181	0.0159	0.0023	
CO2 [kgmol/h]	5.8423	5.8355	0.0068	
H2S [kgmol/h]	60.1016	59.9673	0.1344	
SO2 [kgmol/h]	0.0771	0.0732	0.0039	
Hidrógeno [kgmol/h]	75.7008	75.7015	-0.0007	
Metano [kgmol/h]	126.4266	126.4290	-0.0025	
Etileno [kgmol/h]	67.2866	67.3102	-0.0236	
Etano [kgmol/h]	61.6257	61.6381	-0.0124	
Propeno [kgmol/h]	218.1257	218.1995	-0.0737	
Propano [kgmol/h]	34.5187	34.5264	-0.0077	
i-Butano [kgmol/h]	36.0973	36.0217	0.0755	
n-Butano [kgmol/h]	20.9426	20.9537	-0.0111	
Butenos [kgmol/h]	202.0412	202.4077	-0.3665	
C5+ [kgmol/h]	123.6052	128.8317	-5.2265	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 1208	HYSYS 1208	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	93.89	92.81	1.08	1.1541
Presión [kPa]	1259.64	1259.64	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	1082.9175	1087.9246	-5.0070	0.4624
Agua [kgmol/h]	16.1254	15.6364	0.4890	
Oxígeno [kgmol/h]	1.7781	1.7793	-0.0012	
Nitrógeno [kgmol/h]	32.6046	32.5976	0.0070	
CO [kgmol/h]	0.0181	0.0159	0.0023	
CO2 [kgmol/h]	5.8423	5.8355	0.0068	
H2S [kgmol/h]	60.1016	59.9673	0.1344	
SO2 [kgmol/h]	0.0771	0.0732	0.0039	
Hidrógeno [kgmol/h]	75.7008	75.7015	-0.0007	
Metano [kgmol/h]	126.4266	126.4290	-0.0025	
Etileno [kgmol/h]	67.2866	67.3102	-0.0236	
Etano [kgmol/h]	61.6257	61.6381	-0.0124	
Propeno [kgmol/h]	218.1257	218.1995	-0.0737	
Propano [kgmol/h]	34.5187	34.5264	-0.0077	
i-Butano [kgmol/h]	36.0973	36.0217	0.0755	
n-Butano [kgmol/h]	20.9426	20.9537	-0.0111	
Butenos [kgmol/h]	202.0412	202.4077	-0.3665	
C5+ [kgmol/h]	123.6052	128.8317	-5.2265	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 1209	HYSYS 1209	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	454.3	454.3	0.0	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	409.2216	405.8579	3.3637	0.8220
Agua [kgmol/h]	409.2216	405.7335	3.4882	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0006	-0.0006	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0036	-0.0036	
H2S [kgmol/h]	0.0000	0.1174	-0.1174	
SO2 [kgmol/h]	0.0000	0.0026	-0.0026	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0000	0.0002	-0.0002	
Metano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etileno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Etano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propeno [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Propano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
i-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Butano [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Butenos [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
C5+ [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



Nombre de la corriente	Salamanca 1211	HYSYS 1211	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.0000	0.0000	0.0000	
Temperatura [°C]	37.78	37.78	0.00	0.0000
Presión [kPa]	454.34	454.34	0.00	0.0000
Flujo molar [kgmol/h]	142.7424	137.0556	5.6869	3.9840
Agua [kgmol/h]	0.1814	0.1200	0.0614	
Oxígeno [kgmol/h]	0.0045	0.0034	0.0012	
Nitrógeno [kgmol/h]	0.0272	0.0313	-0.0041	
CO [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	
CO2 [kgmol/h]	0.0408	0.0418	-0.0010	
H2S [kgmol/h]	1.1204	1.1369	-0.0165	
SO2 [kgmol/h]	0.0045	0.0058	-0.0013	
Hidrógeno [kgmol/h]	0.0363	0.0354	0.0009	
Metano [kgmol/h]	0.3719	0.3695	0.0025	
Etileno [kgmol/h]	0.6940	0.6727	0.0213	
Etano [kgmol/h]	0.9208	0.9061	0.0147	
Propeno [kgmol/h]	9.1763	9.1048	0.0715	
Propano [kgmol/h]	1.6738	1.6638	0.0099	
i-Butano [kgmol/h]	4.0370	4.1148	-0.0778	
n-Butano [kgmol/h]	3.2931	3.2797	0.0134	
Butenos [kgmol/h]	30.1597	29.7954	0.3643	
C5+ [kgmol/h]	91.0006	85.7741	5.2265	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	

Nombre de la corriente	Salamanca 1214	HYSYS 1214	Diferencia	Error [%]
Fracción vapor	0.7500	0.7531	-0.0031	
Temperatura [°C]	73.89	72.97	0.92	1.2463
Presión [kPa]	1252.75	1259.64	-6.89	0.5504
Flujo molar [kgmol/h]	1460.5915	1465.6031	-5.0116	0.3431
Agua [kgmol/h]	393.7993	393.3149	0.4845	
Oxígeno [kgmol/h]	1.7781	1.7793	-0.0012	
Nitrógeno [kgmol/h]	32.6046	32.5976	0.0070	
CO [kgmol/h]	0.0181	0.0159	0.0023	
CO2 [kgmol/h]	5.8423	5.8355	0.0068	
H2S [kgmol/h]	60.1016	59.9673	0.1344	
SO2 [kgmol/h]	0.0771	0.0732	0.0039	
Hidrógeno [kgmol/h]	75.7008	75.7015	-0.0007	
Metano [kgmol/h]	126.4266	126.4290	-0.0025	
Etileno [kgmol/h]	67.2866	67.3102	-0.0236	
Etano [kgmol/h]	61.6257	61.6381	-0.0124	
Propeno [kgmol/h]	218.1257	218.1995	-0.0737	
Propano [kgmol/h]	34.5187	34.5264	-0.0077	
i-Butano [kgmol/h]	36.0973	36.0217	0.0755	
n-Butano [kgmol/h]	20.9426	20.9537	-0.0111	
Butenos [kgmol/h]	202.0412	202.4077	-0.3665	
C5+ [kgmol/h]	123.6052	128.8317	-5.2265	
Dietanolamina [kgmol/h]	0.0000	0.0000	0.0000	



La información que fue proveída para la modificación de la sección de gas y los resultados obtenidos en HYSYS son similares. La mayoría de las corrientes no presenta diferencias mayores al 5% en flujo molar, temperatura y presión, mientras que cuatro corrientes presentan un error no mayor al 8%. Sólo una corriente, la corriente 413 presenta diferencias mayores en alguna de estas tres condiciones.

La corriente 413 (gases de cola) presenta un flujo molar pequeño, este flujo presenta una diferencia del 46% con respecto a los resultados HYSYS, pero no se puede perder de vista que la diferencia real es de 0.0691 kgmol/h, este valor no es significativo en el proceso.

A través de la simulación, se puede concluir que las modificaciones propuestas y los valores estimados para estas corrientes sí se pueden alcanzar en la Refinería, en estado estacionario.

7.2 Importancia de la composición de la alimentación

La calidad de la carga de la alimentación es un factor importante en la producción y economía del proceso. En la sección de gas de la unidad de craqueo catalítico, la calidad de alimentación es crítica ya que está directamente relacionada con el balance de calor.

A lo largo de este trabajo, fue posible observar cómo se comportaba la alimentación de pesados (C_5+) cambiando su composición. Los cambios en la alimentación se estimaron desde una carga de C_5+ con sólo n-pentano e i-pentano hasta una carga con naftas ligeras.

La estimación de la composición de pesados se efectuó de la siguiente manera:

1. Se identificaron las corrientes de alimentación que proveían la mayor cantidad de compuestos pesados, en este caso son las corrientes Alimentación y 164.
2. Se buscó en la literatura¹² qué compuestos corresponden a los pesados en este proceso y las composiciones típicas de éstos.

¹² * Publicaciones del Instituto Nacional de Ecología:

<http://www.ine.gob.mx/ueajei/publicaciones/libros/235/cap1.html>

* <http://www.cdtech.com/updates/Publications/>

Refining%20Papers/Enhanced%20Olefin%20Reduction.pdf

* <http://www.iupac.org>

* Patente: Recovery of C4 olefins from a product stream comprising C4 olefins, dimethyl ether and C5+ hydrocarbons. Aplicación #20040092778. Estados Unidos.

* Patente: Paraffin alkylation. Aplicación #20050113624. Estados Unidos.



3. Se identificaron las corrientes de productos donde se recuperaban exclusivamente los compuestos pesados, en este caso se identificaron las corrientes 301, 302, 304 y 305.

4. Se analizaron las propiedades promedio de estas corrientes (peso molecular, densidad, viscosidad, etcétera).

5. A partir del peso molecular y la densidad, fue posible caracterizar en HYSYS un pseudocomponente hipotético con propiedades semejantes a la mezcla de compuestos pesados.

6. Finalmente, se probaron diversas composiciones y se utilizó la que se asemejaba en propiedades a las corrientes de producto.

Durante la variación de las composiciones, el proceso no se vio afectado en los procesos de separación, sino en los trenes de calentamiento. El proporcionar una carga ligera no permite que los fondos de la columna debutanizadora (corriente 301) calienten la alimentación de la misma; lo que interrumpe a su vez, el intercambio de calor en la alimentación de la depropanizadora.

También, se puede observar a través de la simulación que la modificación propuesta da lugar a un proceso flexible: si se cambia la composición de la carga de alimentación por una carga más ligera, sólo hay que cuidar las redes de intercambio de calor.

7.3 Cambios en los flujos de alimentación

La flexibilidad con respecto al cambio del flujo de la alimentación también se verificó a través de la simulación. Si se cambian los flujos por arriba y por debajo del 10% de la alimentación ocupada para el diseño, se observara que el proceso continúa sin presentar “cuellos de botella” o similares.

La columna de fraccionamiento propano-propileno sería la única que se vería afectada por el aumento en el flujo. Esto se debe a que esta columna es muy sensible a los cambios de operación; además, este estudio no contempla los sistemas de control necesarios en el tanque de balance, para mantener una composición de alimentación en un rango considerable.

7.4 Recuperación de productos

Los productos que se obtienen en la sección de gas son compuestos ligeros (gases de cola), compuestos C_4 , naftas ligeras, C_3 (propano y propileno) y ácido sulfhídrico.



Estos productos corresponden a las corrientes: 403 y 413, 332, 304, 337 (713 y 745) y 418, respectivamente.

Es necesario señalar que el aceite cíclico ligero (corrientes 141), ni el producto que recupera (corrientes 247) no son productos de la sección de gas de la FCC, por esa razón no se considera en este análisis.

A partir de la alimentación dada y de los productos obtenidos, observamos que siguiendo un esquema semejante al propuesto para la modificación de esta planta, es posible tener las siguientes recuperaciones (ver Tabla 7.1 y Tabla 7.2):

Nombre de la corriente	Total (suma alimentaciones)	Suma ligeros (403+413)	C ₄	Nafta ligera	Propeno	Propano
Flujo molar [kgmol/h]	4988.6238	731.6144	676.9943	1226.1500	463.7392	55.7340
Agua [kgmol/h]	1607.6522	6.4913	0.0000	0.0000	0.7627	0.0000
Oxígeno [kgmol/h]	3.5698	3.5163	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrógeno [kgmol/h]	65.3044	64.8681	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO [kgmol/h]	0.0318	0.0315	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO ₂ [kgmol/h]	11.8434	0.0264	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ S [kgmol/h]	125.1066	0.0002	0.0000	0.0000	0.2553	0.0000
SO ₂ [kgmol/h]	0.1814	0.0007	0.1661	0.0000	0.0000	0.0007
Hidrógeno [kgmol/h]	151.5332	150.8682	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Metano [kgmol/h]	254.3273	249.1967	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Etileno [kgmol/h]	137.4354	127.9409	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000
Etano [kgmol/h]	127.0797	115.1132	0.0000	0.0000	0.0719	0.0000
Propeno [kgmol/h]	476.0637	10.9737	0.2485	0.0003	442.7182	4.1560
Propano [kgmol/h]	76.2814	1.4037	1.3663	0.0002	19.9310	51.5773
i-Butano [kgmol/h]	90.3520	0.3583	88.8078	0.1620	0.0000	0.0000
n-Butano [kgmol/h]	57.2757	0.0554	55.4248	0.9902	0.0000	0.0000
Butenos [kgmol/h]	546.0764	0.7699	530.3527	7.0741	0.0000	0.0000
C ₅ + [kgmol/h]	2983.0763	0.0000	0.6281	1217.9233	0.0000	0.0000

Metano	97.98
Etileno	93.09
Etano	90.58
Compuestos C ₄	97.70
Nafta ligera	96.78
Propeno	93.00
Propano	67.61
Ácido sulfhídrico	81.62



La variación en la recuperación de propano se debe a que la separación del propano y el propeno es muy compleja, esto se debe a la similaridad de sus puntos de ebullición, por lo que parte del propano permanece como remanente en la corriente de propeno. La Tabla 7.3 muestra la recuperación lograda de propano y propileno en la sección de gas hasta antes de su separación en el fraccionador propano-propileno.

Propeno	93.87
Propano	93.74

Existen tres grados comerciales del propeno: el primero corresponde a propeno grado refinería, que es de 50 - 70% en mol de propeno puro en propano; el segundo es el propeno grado químico que corresponde de 92 - 95% en mol; y el propeno grado polímero, donde se tiene de 99.5 - 99.8% en mol de éste. El grado del propeno no sólo depende del porcentaje en mol de éste, también depende de la presencia de impurezas como son: acetileno, etano, hidrógeno, nitrógeno, etcétera. La pureza con la que se recupera el propeno en esta propuesta es de 95.47%, es decir, si se trata la corriente para disminuir la presencia de impurezas, se tendría propeno grado químico, el cual tiene mayor valor agregado.

7.5 Balance de productos de Salamanca

La Figura 7.2 muestra el balance de productos de la FCC No. 2 de Salamanca, durante el periodo enero-junio de 2006.



Pemex Refinación

Salamanca: Planta de Desintegración Catalítica No. 2 FCC SACAA,
(Barriles diarios)

enero-junio de 2006

Pag: 1

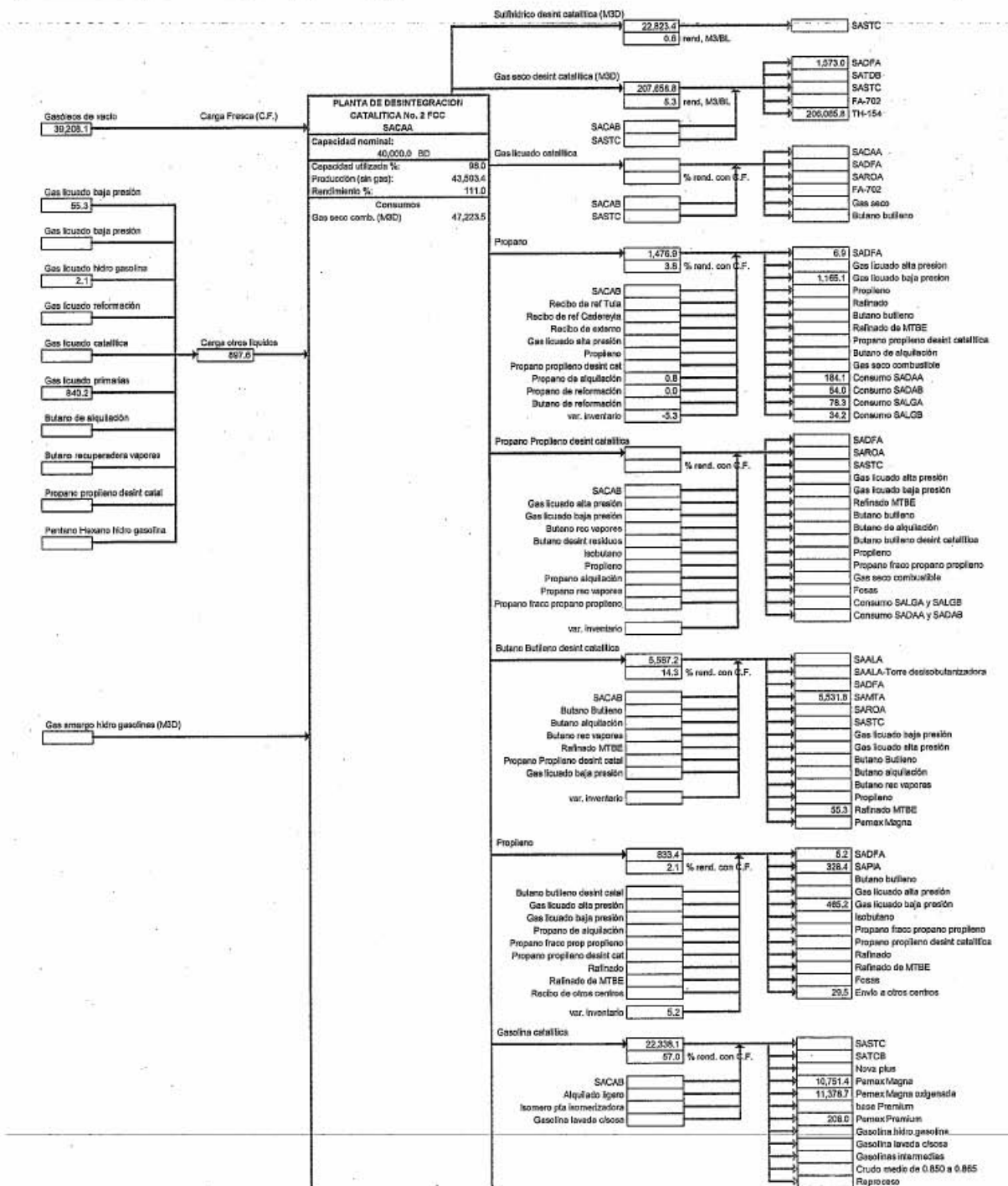


Figura 7.2 (a)



Pemex Refinación

Salamanca: Planta de Desintegración Catalítica No. 2 FCC SACAA,
(Barriles diarios)

enero-junio de 2006

Página 2

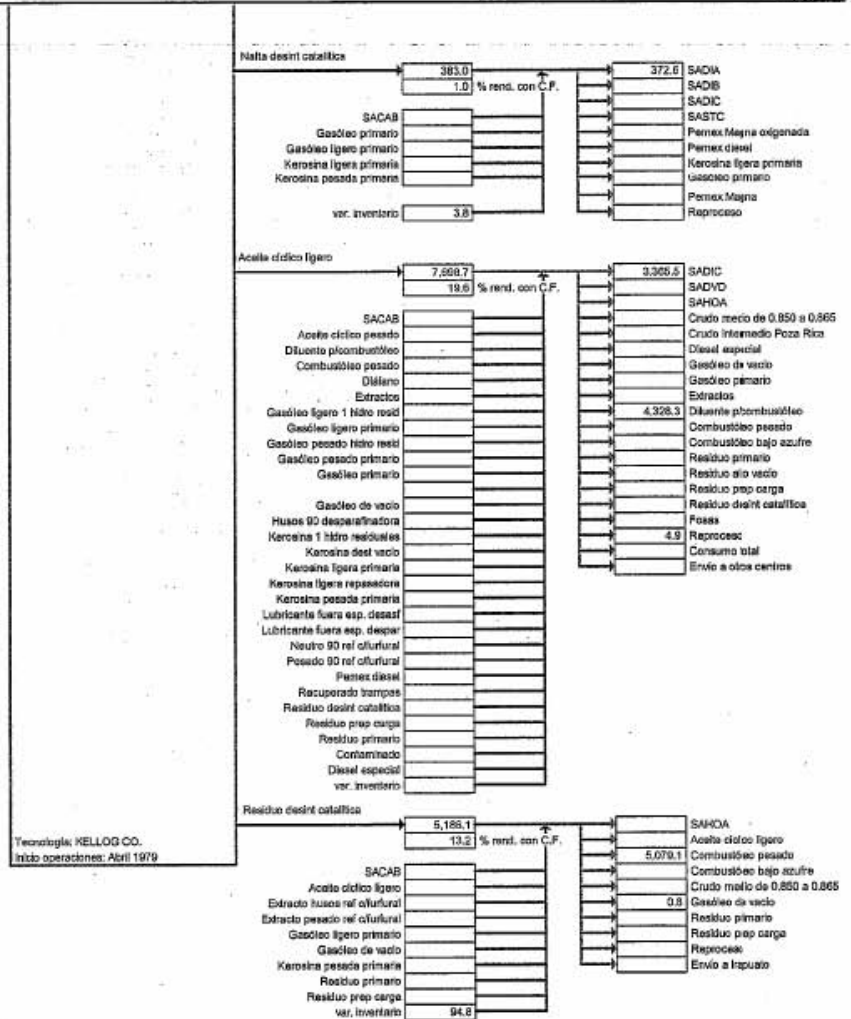


Figura 7.2 (b)

De las Figuras 7.2 (a) y 7.2 (b) se puede deducir lo siguiente:

* Durante el periodo de tiempo comprendido entre enero y junio de 2006, la planta operó con una carga de alimentación fresca de 39,208.1 barriles diarios (BPD). La planta está diseñada para operar a una capacidad nominal de 40,000 BPD, por lo que la capacidad utilizada es del 98.0%.

* Por cada barril de alimentación fresca se tiene 1.11 barriles de productos (sin considerar gases ligeros), lo que se traduce en un rendimiento de 111.0% en volumen.

* La distribución en volumen de los productos es la siguiente: 3.4% es propano, 12.8% son C₄, 1.9% es propeno, 51.3% es gasolina, 0.9% es nafta, 17.7% es aceite cíclico ligero y 11.9% es residuo.

* La operación actual de la planta está orientada a producir gasolina y aceite cíclico ligero.



La propuesta analizada en este trabajo plantea modificaciones para que la sección de gas opere a una capacidad nominal de 50,000 BPD. La Tabla 7.4 muestra la comparación del balance productos entre la operación actual de la FCC No.2 de Salamanca y la propuesta en estudio, en la sección de gas. Es necesario mencionar que este análisis es aproximado porque no se conocen las composiciones exactas de las corrientes de productos de la operación actual; además, los cálculos de rendimiento se efectúan a partir del volumen.

Productos	Salamanca	Rendimiento [%]	Propuesta	Rendimiento [%]
Propano [BPD]	1476.9	3.8	728.3	1.5
C ₄ [BPD]	5587.2	14.3	9694.0	19.4
Propeno [BPD]	833.4	2.1	5665.0	11.3

Lo que sugiere que las modificaciones propuestas a la sección de gas no sólo fueron planteadas para aumentar la capacidad de producción de planta, sino también para mejorar su rendimiento.

Entretanto, en la Figura 7.2 es posible que observar que en la operación actual de la planta, el rendimiento a gasolinas es del 57%, mientras que el valor en estado del arte debiera ser entre 62 y 64%.

Aunque el tema de esta trabajo se limita a la sección de gas y sus modificaciones, es necesario señalar que las modificaciones propuestas para la FCC de Salamanca abarcan todas las secciones: reactor-regenerador, fraccionador principal y desde luego, la sección de gas.

En otras palabras, cualquier mejora en alguna de las diferentes secciones de la FCC debe contemplar las otras secciones. En el caso particular de la sección de gas, además de buscar mejorar la recuperación de los productos a través de las operaciones de separación e incrementar la capacidad nominal de esta sección, a través de la eliminación de los cuellos de botella (doblamiento), sólo tiene sentido si aumenta el flujo de productos procedentes del fraccionador principal, que a su vez se ve afectado por la selectividad y cantidad de productos obtenidos en el reactor-regenerador, donde no hay que perder de vista, que el objetivo principal es obtener gasolinas de alto octano, cuidando los aspectos económicos y ambientales.



7.6 Eliminación de cuellos de botella en la sección de gas

La unidad FCC es una de las operaciones más rentables. Por esta razón, opera con muchas restricciones. La eliminación de cuellos de botella es un esfuerzo para localizar y superar estas limitantes. La rentabilidad de la operación de la FCC se maximiza cuando la unidad se evalúa frente a múltiples restricciones. La eliminación de cuellos de botella implica encontrar la restricción o combinación de éstas que representan oportunidades perdidas en la refinería y que permitan encontrar el mejor arreglo.

El principal propósito de la eliminación de cuellos de botella es incrementar el margen de ganancias en la refinería. En la FCC, esto significa regularmente:

- * Aumentar la relación de alimentación.
- * Procesar cargas de alimentación más pesadas.
- * Reducir las producciones de gas seco y coque, por lo tanto, incrementar los productos líquidos.

La eliminación de cuellos de botella debe considerar los efectos de la alimentación, condiciones de operación, normas ambientales y la capacidad de la refinería para manejar las relaciones de alimentaciones/productos adicionales y la calidad de éstos.

Ahora, retomando el principal interés de este trabajo que corresponde a la sección de gas, hay que recordar que una parte del líquido de domos del fraccionador regresa a éste y el remanente se bombea a la planta de gas. El vapor proveniente del tanque receptor va al compresor de gas húmedo. La presión de sistema de del reactor y del fraccionador principal se controla generalmente a partir de la succión del compresor.

Si se mejora el enfriamiento en los domos se incrementará la capacidad del compresor de gas húmedo. Una caída de presión excesiva o un enfriamiento limitado de domos disminuye su capacidad. Esto puede originarse por:

- * Distribución desigual de hidrocarburos en fase vapor y/o agua de enfriamiento.
- * Corrosión y deposición de sal.
- * Flujo limitado de agua debido a la posición de los enfriadores de agua.
- * Ensuciamiento causado por la temperatura de salida del agua.



El compresor de gas húmedo funciona a un límite, por lo tanto, incrementar el flujo a la capacidad disponible siempre será un beneficio a la unidad. El flujo se puede incrementar por medio de:

- * Enfriamiento del vapor de domos.
- * Agua de lavado para disminuir el ensuciamiento en el compresor.
- * Verificar que los flujos de anticorrosivos y antiespumantes sean adecuados.

7.7 Mejoramiento del desempeño de los agotadores y los absorbedores

El objetivo del absorbedor y agotador primario es maximizar la recuperación de C_3 y compuestos más pesados, mientras que el C_2 y ligeros se utilizan como combustible en la refinería. Primero, se absorbe el C_3 y el C_2 y compuestos más ligeros se agotan. Aunque incrementar la recuperación de C_3 - C_4 para alquilación es rentable, recuperaciones menores son útiles para mejorar la conversión y/o el flujo de alimentación.

La recuperación propano-propileno se puede incrementar de la siguiente manera:

- * Incrementando la presión de la planta de gas. Un incremento de 10 psi en la presión del absorbedor incrementa la recuperación de C_3 en 2%. Sin embargo, esto puede reducir la capacidad del compresor de gas húmedo.
- * Reduciendo la temperatura de operación. Se puede considerar el uso de un sistema de refrigeración para disminuir la temperatura del aceite pobre. Cada disminución de 10 °F en la temperatura del aceite pobre incrementará la recuperación de C_3 en 0.8%.
- * Incrementando el flujo de aceite pobre. La relación se encuentra limitada por la debutanizadora y por los rehervidores y condensadores.
- * Remoción de agua del aceite pobre. La instalación de un sistema para retirar el agua o de sistemas de coalescencia mejoran las recuperaciones. El agua puede quedar atrapada en la columna y afectar la eficiencia de los platos.
- * Disminución del agotamiento excesivo. Una disminución en la relación de agotamiento puede incrementar la recuperación de C_3 en 0.8%.



7.8 Eliminación de cuellos de botella en la columna debutanizadora

Conforme se reduce la presión de vapor Reid de la gasolina, la operación de la debutanizadora se vuelve crítica. La presión de vapor permitida en la gasolina dificulta prevenir la presencia de fracciones pesadas en la alimentación de la planta de alquilación. Esto limita la producción de gasolina sin interferir en la operación de alquilación. Esta limitación se debe generalmente a enfriamiento insuficiente en los domos o problemas en el rehervidor. Algunas acciones para solucionar estos problemas son:

- * Controlar la presión en cada sección de la columna, como una forma de cumplir con las presiones de vapor necesarias.
- * Cambiar los internos de la columna por platos de alta capacidad o empaques.

7.9 Otras consideraciones

Aunque la modificación de la sección de gas ha manifestado ser eficiente y factible en muchos sentidos, no contempla uno de los principales retos actuales en materia de refinación: la necesidad de procesar cargas de alimentación más pesadas. El uso de cargas con mayor cantidad de compuestos pesados seguirá creciendo. Una de las primeras consecuencias será el aumento de emisiones gaseosas, y en contraste, las regulaciones ambientales son más estrictas. La cantidad de emisiones está relacionada con la calidad de las alimentaciones, condiciones de operación, catalizadores y condiciones mecánicas. Es por eso, que será necesario incluir en las FCC la posibilidad de procesar residuos más adelante.

Es posible analizar un sistema complejo como la sección de gas de la FCC a través de comparaciones sencillas entre los resultados generados en el simulador y la información disponible sobre la modernización. Se puede realizar un análisis más efectivo al comparar la información generada por el simulador y la información disponible sobre operación actual de la planta. Estas comparaciones permiten encontrar las ventajas que ofrece la modernización e identificar aspectos que son importantes y que, a simple vista, pasan inadvertidos. Por otro lado, aunque no sea parte de este estudio, es posible analizar las otras secciones de la FCC y generar recomendaciones sobre el proceso en general. Las conclusiones obtenidas durante este análisis y las reflexiones sobre todos los capítulos de este trabajo, se presentan a continuación.

Capítulo 8. Conclusiones



Capítulo 8. Conclusiones

La unidad de craqueo catalítico es uno de los procesos más importantes de conversión en la refinación del petróleo. Este proceso incorpora la mayoría de los fenómenos fundamentales de la ingeniería química como son: transferencia de masa, energía y momentum. El corazón del proceso craqueo catalítico de lecho fluidizado es el reactor-regenerador, donde han ocurrido la mayoría de las innovaciones; sin embargo, mejorar la recuperación de los productos es también importante.

El objetivo de la unidad de craqueo catalítico es convertir cargas de alimentación de poco valor y altos puntos de ebullición en productos de mayor valor agregado, como gasolina y diesel. La unidad de craqueo catalítico de lecho fluidizado es un proceso extremadamente eficiente. Las reacciones de craqueo dan lugar a la deposición de coque sobre el catalizador. La actividad del catalizador se restaura quemando el coque en presencia de aire. La etapa de quemado de coque proporciona el calor necesario para las reacciones a través de la circulación de catalizador entre el reactor y el regenerador. Los vapores provenientes del reactor se recuperan en el fraccionador y la planta de gas. La función principal del fraccionador es separar los productos más pesados, como el aceite cíclico ligero y el aceite decantado de la gasolina y productos ligeros. La planta de gas separa los vapores del domo del fraccionador principal en gasolina compuestos C_3 , compuestos C_4 y gas combustible. Estos productos contienen compuestos de azufre y necesitan ser tratados antes de que puedan seguir siendo utilizados. Una combinación de soluciones de amina e hidróxido de sodio se emplea para endulzar estos productos.

Debido a que la unidad de craqueo catalítico es un proceso que tiene una alta conversión, se debe procurar que sus parámetros de operación sean los óptimos, lo que implica modernizar las unidades existentes para incorporar las últimas tecnologías probadas. Para llevar a cabo una modernización exitosa, es necesario identificar las limitaciones de los procesos y de los equipos. Si durante el análisis del proceso se escogen parámetros equivocados para hacer la modernización, los resultados no serán útiles.

El propósito de este estudio fue determinar si era posible mejorar la recuperación de productos en la sección de gas de la unidad de craqueo catalítico. La información disponible para la evaluación de la modificación propuesta fue el diagrama de flujo de proceso, la composición de las alimentaciones, las especificaciones de los equipos y los estimados (flujo, presión, temperatura y composición) de las corrientes más importantes del proceso. A partir de esta información se decidió hacer el análisis a través de una simulación.



Las herramientas de simulación permiten realizar evaluaciones técnicas y económicas de esquemas de refinación considerando diferentes composiciones y temperaturas en las corrientes de alimentación en cada una de las unidades, lo que permite evaluar el impacto de las tecnologías comerciales y emergentes de los distintos procesos que pueden constituir una refinería, realizando de manera confiable, los balances de materia y energía y la estimación de costos (inversión, fijos, operación, etcétera).

A partir de los modelos de simulación se puede enriquecer la capacidad de planeación, ya que se pueden analizar modificaciones a los esquemas de refinación, considerando los diferentes esquemas de procesamiento, tecnologías, cargas, logística de producción, etcétera, y evaluar el impacto de nuevos procesos dentro la refinería, programar las operaciones de producción, evaluar el esquema de producción al cambiar el tipo de crudo, los perfiles de producción, las especificaciones de los productos, u otros parámetros, y realizar análisis de sensibilidad al cambio de los parámetros clave de los diferentes procesos.

Adicionalmente, se pueden utilizar modelos de optimización con información de nuevas tecnologías, preparar información para elaborar bases de concurso y de diseño de plantas, definir capacidades de plantas de servicio como: azufre, aguas amargas e hidrógeno, así como del esquema básico de la planta de energía, elaborar estimados de costos de inversión y operación de la refinería y calcular la rentabilidad diferencial de esquemas de procesamiento.

En consecuencia, fue posible analizar la propuesta para la modernización de la sección de gas por medio del simulador de procesos. A través de la comparación de los valores de temperatura, presión y flujo de las corrientes generadas por el simulador y las propuestas de modificación, fue posible determinar que los estimados propuestos sí se pueden alcanzar en la refinería. Las diferencias en las corrientes fueron menores al 10%, lo que implica que el diseño planteado para la modernización es adecuado. Si sólo se toma en cuenta el diseño, hay que recordar que no hay información disponible sobre la operación actual de la unidad FCC para comparar, la modernización sí es recomendable.

El único camino apropiado para evaluar el desempeño de la sección de gas de la unidad de craqueo catalítico es realizando los balances de materia y energía. Las predicciones y evaluación de los cambios en alimentaciones, parámetros de operación y equipos sólo pueden realizarse a través de estos balances. Los balances de materia y energía son fundamentales para determinar los efectos de las variables de operación en el funcionamiento del equipo.



Es necesario señalar que el desarrollo de una simulación integrada es un proceso de análisis continuo. Es decir, al conectar un equipo con otro y observar los resultados generados se deben tomar decisiones antes de proseguir con la siguiente parte de la simulación. Es por eso, que el análisis se realiza durante y después de la simulación.

Asimismo, es importante caracterizar las alimentaciones de la sección de gas hasta su estructura molecular. Una vez que se conoce su configuración molecular, se pueden elegir modelos cinéticos para predecir las producciones de gasolina y otros productos. Un entendimiento claro de las propiedades físicas de la alimentación es esencial para obtener resultados exitosos en la localización de problemas, optimización de las unidades y cualquier modernización planeada. En la sección de gas de la unidad de craqueo catalítico, la calidad de la alimentación es crítica, ya que está directamente relacionada con el balance de calor.

Retomando el análisis de la propuesta, las modificaciones permiten un proceso flexible. Esto se comprobó cambiando la composición de los compuestos pesados (C_5+) y el flujo de alimentación.

Otro análisis que se pueden efectuar, de tener la información disponible, es la evaluación y dimensionamiento de los equipos involucrados en el proceso. Al tener la información necesaria, podrían compararse directamente los equipos usados en el proceso, con y sin las modificaciones propuestas.

Por otro lado, a pesar de no contar con información sobre la operación actual de la planta, la información sobre el balance productos y la comparación de los resultados guerreados en el simulador de procesos, permitió determinar lo siguiente:

- * Es posible aumentar la capacidad nominal de la FCC de 40,000 BPD a 50,000 BPD.
- * Esta modernización no sólo incluye el aumento en la capacidad de producción, sino que mejora los rendimientos en la sección de gas, donde se tiene que el rendimiento de C_4 aumenta en 5.1%, el de propeno en 9.2% y disminuye el rendimiento de propano en 2.3%.

Como ya se había dicho anteriormente, cualquier cambio en alguna de las diferentes secciones de la FCC debe contemplar las otras. En este caso, la sección de gas mejora la recuperación de productos ligeros e incrementa su capacidad nominal de operación; sin embargo, no se debe olvidar que el objetivo principal de toda la planta es incrementar la obtención de gasolinas de alto octano, cuidando de los aspectos económicos y ambientales.



La FCC ha sido y seguirá siendo fuente de ingresos segura en la refinación. Es por eso el énfasis en encontrar caminos para mejorar la capacidad y rentabilidad de las FCC existentes. En el análisis se hacen algunas recomendaciones para mejorar la operación de la planta, lo que se reflejará en el margen de ganancias. Algunos de estos ejemplos incluyen la eliminación de cuellos de botella en el compresor de gas húmedo y columna debutanizadora.

Ahora, un requisito indispensable a considerar para maximizar el rendimiento de la FCC y que no se contempla en la modernización propuesta, está asociado a la disponibilidad de crudos, principalmente a la composición de crudos ligeros y pesados. Si esta situación cambiara, las condiciones y características de la refinación deberán ser revisadas con detalle, puesto que los rendimientos a gasolinas y destilados dependerán ya no solo de la estructura del proceso, sino primordialmente de la disponibilidad de los tipos de crudo, necesarios para alcanzar las metas de calidad y cantidad.

La simulación es una herramienta para poder representar la operación real de la planta y analizar el comportamiento de ésta. Los simuladores de procesos como Aspen Plus y HYSYS, son herramientas importantes en el diseño y modernización de plantas, ya que permiten realizar y evaluar las modificaciones que permitan una mejor operación en la planta antes de que dichas modificaciones se realicen físicamente; posteriormente los resultados pueden ser transferidos a la operación real para obtener los beneficios esperados.

Finalmente, la industria de la refinación del petróleo está experimentando una etapa de reestructuración, sólo los procesos más eficientes y lucrativos subsistirán. Los procesos que se continúen utilizando, serán aquéllos que tengan versatilidad para manejar crudos pesados, cubran la demanda del producto y cumpla con las regulaciones de seguridad y ambientales.



Glosario

Absorbedor o columna de absorción. Recipiente vertical y cilíndrico donde se recuperan hidrocarburos pesados, de una mezcla en la que predominan los hidrocarburos ligeros. También es utilizado para deshidratar el gas mediante su burbujeo en glicol.

Absorción. Transferencia de un componente soluble de una mezcla gaseosa a un líquido absorbente cuya volatilidad es baja en las condiciones del proceso.

Alcohol isopropílico. Conocido también como dimetilcarbinol, alcohol propílico secundario y 2-propanol. Líquido incoloro de olor agradable con una temperatura de ebullición de 82.5° C, soluble en agua, alcoholes y éter; sus límites de explosividad en el aire son de 2.0 a 12.0 por ciento; es tóxico por ingestión e inhalación. Se usa para la fabricación de acetona, glicerina, acetato de isopropilo, como solvente, anticongelante para combustible líquido, deshidratante, preservativo y desnaturizante. Al igual que en el caso del metanol y etanol, recientemente se ha propuesto la conversión del isopropanol a éter diisopropílico como aditivo oxigenante de las gasolinas, ya que el éter posee un índice de octano de 105 y una baja presión de vapor; éste se fabricaría haciendo reaccionar directamente el isopropanol con más propileno, eliminando así la dependencia de las refinerías de fuentes externas de alcohol en la elaboración de éteres para gasolina.

Aceite cíclico ligero (ACL o LCO). Es uno de los productos obtenidos en la planta de craqueo catalítico. Se utiliza para producir aceite de calentamiento y del diesel.

Aceite cíclico pesado (HCO). Es uno de los productos obtenidos en la planta de craqueo catalítico. Se utiliza como medio de transferencia de calor a la carga de alimentación y/o para el rehervidor de la columna debutanizadora.

Aceite decantado, aceite clarificado, fondos o residuo de craqueo. Es el producto más pesado y de menor valor de la planta de craqueo catalítico.

Aceite esponja. Es el aceite cíclico ligero (o nafta pesada) empleado para la absorción final de gas seco. Se dice

Aceite pobre. Se refiere generalmente a la gasolina debutanizada junto con nafta pesada utilizadas para absorber y recuperar compuestos C₃ y pesados.

Aceite rico. Se refiere a la gasolina debutanizada junto con nafta pesada, después de absorber compuestos C₃ y pesados.

ActiveX Data Objects (ADO). Es uno de los mecanismos que usan los programas de computadoras para comunicarse con las bases de datos, darles órdenes y obtener resultados de ellas. Fue desarrollado por Microsoft y es usado en ambientes Windows por lenguajes de programación como Visual Basic, C++, Delphi entre otros.

Agotador. Recipiente para extraer o agotar un líquido. En la industria de la refinación del petróleo corresponde a un recipiente vertical del que se extrae o agota una fracción de hidrocarburos, con el objetivo de recuperar las fracciones principales de los destilados presentes en las mezclas correspondientes. La función del agotador es obtener, por la parte inferior, una corriente de hidrocarburos estable para preparar productos finales o extraer el máximo de destilados a los productos residuales.



Agua amarga. Agua residual con contenido de ácido sulfhídrico y sulfuros que proviene de los procesos de refinación. Se obtiene de los domos (parte superior) de las torres de fraccionamiento de hidrocarburos de plantas, tales como primarias, catalíticas, desulfuradoras, etcétera. El agua recolectada en los acumuladores es posteriormente enviada a plantas de tratamiento de aguas amargas para eliminarle el ácido sulfhídrico.

Alquilación. En general los procesos de alquilación comprenden la combinación de una olefina con un hidrocarburo parafínico o aromático en presencia de un catalizador. Para el caso de refinación el proceso involucra la unión de propileno o los butilenos, producidos en las plantas de hidrodesintegración, reductoras de viscosidad, de coquización y principalmente de desintegración catalítica, con isobutano en presencia de ácido fluorhídrico o sulfúrico como catalizador, para formar una isoparafina denominada alquilado ligero, básicamente compuesta por isoheptano o isooctano, según la carga empleada, productos que son excelentes para la elaboración de gasolinas de alto octano por su baja presión de vapor y elevado índice de octano. Este proceso se considera opuesto al de desintegración, ya que a partir de moléculas pequeñas, produce moléculas más grandes.

Aminas. Las aminas se consideran como derivados del amoniaco y resultan de la sustitución de los hidrógenos de la molécula por los radicales alquilo. Según se sustituyan uno, dos o tres hidrógenos, las aminas serán primarias, secundarias o terciarias, respectivamente.

ASTM D- 86. Es un test de medición ASTM que mide el punto de ebullición de hidrocarburos líquidos ligeros a diferentes fracciones en volumen. La muestra se destila a presión atmosférica, provisto su punto final de ebullición a una temperatura menor que 750°C.

Barril. Unidad de volumen para petróleo e hidrocarburos derivados; equivale a 42 galones en Estados Unidos ó 158.987304 litros. Un metro cúbico equivale a 6.28981041 barriles.

Catalizador. Sustancia que acelera o retarda una reacción química sin sufrir alteración o cambio químico durante el proceso.

Catalizador en equilibrio. Es el catalizador regerado que circula del reactor al regenerador.

Catalizador gastado. Es el catalizador cuya actividad decae y necesita ser regenerado.

Cracking, craqueo o desintegración. Véase planta de craqueo catalítico.

Ciclón. Es un separador centrífugo que recolecta y remueva partículas de los gases.

Coque. Es un producto sólido, poroso, de color negruzco, cuya densidad aproximada es 1.2 g/cm³. Se obtiene de la descomposición térmica de los hidrocarburos de alto peso molecular que se encuentran en las fracciones más pesadas o residuo, del proceso de refinación del petróleo. Sus propiedades más importantes son su poder calorífico, contenido de azufre, cenizas y materiales volátiles. Se usa como combustible industrial; purificado se puede utilizar como agente reductor o en ánodos en procesos metalúrgicos e industriales, así como abrasivos, grafito artificial, pigmentos, combustible y otros usos.

Columna debutanizadora. Columna de destilación para separar el butano y componentes más ligeros de las gasolinas.

Columna deetanizadora. Columna donde se remueven etano y compuestos más ligeros de las gasolinas.

Columna depropanizadora. Columna donde se separan los compuestos C₃ de los C₄.



Condensados. En este trabajo, son los hidrocarburos líquidos que se producen junto con el gas natural y que se separan de él por enfriamiento o compresión o ambos. Tiene las características de una nafta o gasolina ligera que requiere de tratamiento posterior para su uso como combustible o materia prima para petroquímica.

Condensadores. Equipo de intercambio de calor utilizado para eliminar calor latente en lugar de calor sensible, licuando los vapores correspondientes.

Curva de destilación. Curva que caracteriza las propiedades de vaporización de mezclas de líquidos, que es representativa de una destilación en condiciones definidas y que se traza relacionando el porcentaje de volumen destilado o recuperado con la temperatura a la cual es destilado. Las pruebas reportan esta característica como las temperaturas a las cuales los diferentes porcentajes de la muestra han hervido. Para los diferentes tipos de petróleo crudo, cada uno tiene una curva de destilación única que ayuda a caracterizar las clases de compuestos químicos que se encuentran en él. Generalmente los compuestos que contienen más átomos de carbono tienen más alta temperatura de ebullición. Las pruebas de destilación más usuales para el crudo, sus fracciones o productos, son la ASTM atmosférica (ASTM D 86), la ASTM al vacío (ASTM D 1160), la TBP atmosférica (ASTM D 2892), TBP simulada (cromatografía de gases, ASTM D 2887) y EFV (atmosférica, superatmosférica o subatmosférica).

Destilación. Proceso de separación de componentes de una mezcla líquida por vaporización parcial y la recuperación separada del vapor y el residuo. Mediante este proceso se logra aumentar la concentración del componente más ligero o volátil en la fase de vapor y del pesado o residuo en la fase líquida. La eficiencia de separación dependerá de la volatilidad relativa de los componentes y del diseño del equipo de destilación. Este proceso puede aplicarse en muchas mezclas de productos, binarias (de dos productos) o multicomponentes (varios productos). En la industria petrolera se usa para separar componentes o grupos y fracciones de hidrocarburos con características similares. Este procedimiento es el más usado en la refinación del petróleo. Las variantes de esta operación son la destilación súbita (*flash*), rectificación, destilación fraccionada y destilación azeotrópica, entre otras.

Éter metil terbutílico o éter metil terciario butílico (MTBE o EMTB). Líquido incoloro de densidad igual a 0.746gr/cc. Se obtiene a partir del isobutileno contenido en el corte de butano - butileno de la unidad catalítica FCC y el metanol, utilizando como catalizador una resina catiónica ácida fuerte, pudiendo alimentar corrientes con mayores concentraciones de isobutileno, favoreciendo con esto la producción de MTBE. Es utilizado para incrementar el octanaje de las gasolinas y el porcentaje de oxígeno en las mezclas para reducir las emisiones hacia la atmósfera de hidrocarburos no quemados en los motores de combustión y cumplir con las especificaciones ambientales vigentes.

Estado del arte (*State of the art*). Expresión del inglés, denota el nivel más alto de desarrollo de un dispositivo, técnica o algún campo científico, alcanzado a un tiempo determinado. La expresión inglesa se puede traducir al español también por "de punta", o "[lo más] puntero"; por ejemplo: *state-of-the-art technology* se traduce por "tecnología punta".

Enfriador (interenfriador). Equipo que se emplea para enfriar fluidos en un proceso. El agua es el medio más importante para disminuir su contenido calorífico.

Enfriamiento súbito, apagado o quench. Acción de enfriar rápidamente el producto de un horno o calentador de desintegración térmica mediante la adición de un producto frío que detiene la reacción de desintegración térmica indicada.

FCC. Véase planta de craqueo catalítico.



Fracción o corte. Grupo de hidrocarburos o componentes del petróleo que poseen propiedades o características similares y que se separan en el proceso de la destilación primaria. Las fracciones de la destilación del petróleo gradualmente se dividen en cinco que son: gas licuado, nafta o gasolina, querosina, gasóleo o diesel y residuo. Cada una de estas fracciones puede a su vez dividirse en subfracciones, por ejemplo: nafta ligera, nafta media y nafta pesada.

Fraccionadora. Torre en la que mediante destilación se separan fracciones pequeñas de una mezcla de hidrocarburos.

Fracciones ligeras. Fracciones de bajo peso molecular (livianos), resultado de la primera destilación del petróleo.

Fracciones pesadas. También conocidos como residuos pesados, son aceites de grandes moléculas que emergen del fondo de la columna fraccionadora durante la refinación del crudo.

Gas ácido. Gas que contiene cantidades apreciables de sulfuro de hidrógeno (ácido sulfhídrico), dióxido de carbono y agua. Se obtiene del tratamiento del gas amargo húmedo con bases fácilmente regenerables como son la mono y dietanolamina (MEA y DEA) que son utilizadas frecuentemente para este propósito.

Gas amargo. Gas natural o de refinería que contiene derivados del azufre, tales como sulfuro de hidrógeno (ácido sulfhídrico), mercaptanos, sulfuros y disulfuros. Proviene directamente de los yacimientos de crudo o de los diversos procesos de refinación.

Gas dulce. Gas natural o de refinería libre de sulfuro de hidrógeno (ácido sulfhídrico), mercaptanos y otros derivados del azufre. Existen yacimientos de gas dulce, pero generalmente se obtiene endulzando el gas natural amargo utilizando solventes químicos (por ejemplo etanol aminas), solventes físicos (selexol, carbonato de propileno, sulfinol, etc.) o adsorbentes (mallas moleculares, fierro esponja, óxido de zinc, carbón activado y otros).

Gas húmedo. Es el gas natural que contiene más de 3 gal./Mpc de hidrocarburos líquidos.

Gas licuado del petróleo (LPG o GLP). Gas que resulta de la mezcla de propano y butano. Se obtiene durante el fraccionamiento de los líquidos del gas o durante el fraccionamiento de los líquidos de refinación. Es la fracción más ligera del petróleo crudo utilizado para uso doméstico y para carburación.

Gas seco. Gas natural libre de hidrocarburos condensables (básicamente metano).

Gasóleo ligero: Subproducto obtenido de la destilación atmosférica que inicia su ebullición entre 175 y 200°C y finaliza entre 320 y 350°C. Se utiliza como componente del combustible para los motores diesel.

Gasóleo pesado: (*Heavy gasoil*). Producto residual de la destilación cuyo intervalo de ebullición se encuentra entre 423 y 600°C. Se utiliza como materia prima para la desintegración catalítica y en mezclas con otros productos para obtener combustóleo.

Gasóleos de vacío: Es una mezcla de gasóleo ligero y gasóleo pesado proveniente de la torre de vacío que sirven como carga a las plantas catalíticas en donde en presencia de un catalizador y temperatura se favorece el rompimiento de sus estructuras moleculares produciéndose gasolina de alto octano.

Gasolina estabilizada. Gasolina primaria a la que se le han eliminado los componentes de bajo punto de ebullición.



Gasolina PEMEX Magna: Gasolina primaria sometida a procesos de reformación y mezcla de gasolinas de reformación y catalíticas a las que se le adicionan componentes de alto octano (alquilado ligero) para cumplir con las especificaciones de calidad requeridas, con un índice de octano de (RON+MON)/2 mínimo de 87; 4.9% de volumen máximo de benceno; TFE máxima de 225°C y una PVR de 7.8 a 9.0 lb/plg². Este tipo de gasolina se produce en todas las refinerías.

Gasolina PEMEX Magna Oxigenada: Gasolina Pemex Magna adicionada con compuestos oxigenados (MTBE y TAME) que mejora la combustión de la gasolina y reduce la emisión de hidrocarburos no quemados a la atmósfera, con especificaciones de un índice de octano (RON+MON)/2 mínimo de 87; TFE máxima de 225°C.; una PVR de 6.5 a 7.8 lb/plg² para la Zona Metropolitana del Valle de México y de 9 a 10 lb/plg² para las Zonas Metropolitanas de Monterrey y Guadalajara; 1 a 2% vol. máximo de benceno; 10 a 12.5% vol. máximo de olefinas; 25 a 30% vol. máximo de aromáticos; 1 a 2% vol. máximo de benceno y de 1 a 2% peso de oxígeno. Se produce en las refinerías de Tula, Salamanca y Cadereyta.

Gravedad específica (Sg). Relación entre la densidad de una sustancia y la densidad de otra sustancia como referencia a temperaturas específicamente definidas para cada una de ellas. En el caso de líquidos y sólidos la sustancia base (o estándar) es agua pura, no obstante para los gases el agua tiene una densidad excesivamente alta, por lo que se toman como sustancias base, el hidrógeno puro o el aire seco a la misma presión y temperatura del gas.

Gravedad API (°API). Es la gravedad específica de un crudo expresada en términos de grados API, y se calcula mediante la siguiente relación:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{\text{gravedad específica} \frac{60}{60^{\circ}\text{F}}} - 131.5$$

Grados Baumé. Escala utilizada en los hidrómetros. Los hidrómetros son instrumentos que se utilizan para medir la densidad de los líquidos.

Heurística. La heurística trata de aquellos métodos o algoritmos de exploración para la resolución de problemas, en los que las soluciones se descubren por la evaluación del progreso logrado en la búsqueda de un resultado final. Se tratan de métodos en los que, aunque la exploración se realiza por medio de algoritmos, la solución se logra por la evaluación puramente empírica del resultado.

HYSYS AspenTech. HYSYS es un simulador de procesos químicos para ser utilizado en la industria química, en particular en la refinación de petróleo.

Intercambiador de calor. Equipos con entradas y salidas de dos corrientes y arreglos internos especiales para intercambiar calor entre un producto frío y otro caliente. En los procesos de la refinación del petróleo se usan estos equipos para precalentar la carga a torres fraccionadoras o reactores y enfriar o condensar los productos de salida.

Isomerización. Proceso mediante el cual se altera el arreglo fundamental de los átomos de una molécula sin adherir o sustraer nada de la molécula original. El butano es isomerizado a isobutano para ser utilizado en la alquilación de isobutileno y otras olefinas para la producción de hidrocarburos de alto octano.

Límites de batería. Parte de una planta química, en nuestro caso de refinación, en la que se efectúan los procesos industriales, con el objeto de distinguirla de las oficinas administrativas y almacenes.



Mercaptanos. Hidrocarburos fuertemente olorosos que contienen en su cadena azufre. Se encuentran frecuentemente tanto en el gas como en el crudo. En algunas ocasiones se adicionan al gas natural y al gas licuado para agregarle olor por razones de seguridad.

Naftas. Nombre genérico aplicado a las fracciones de petróleo crudo y productos líquidos del gas natural con una temperatura de ebullición que oscila entre 175 y 240°C.

Naftas ligeras. Hidrocarburos cíclicos y parafínicos que se encuentran en el intervalo $C_4 - C_7$.

Naftas pesadas. Hidrocarburos cíclicos y parafínicos que se encuentran en el intervalo C_8^+ .

Número de octano. Índice mediante el cual se mide la capacidad antidetonante de la gasolina. Es común especificar para las gasolinas automotrices dos números de octano, uno conocido como RON que se mide en condiciones de ensayo relativamente moderadas, y otro conocido como MON que se mide a temperaturas y velocidades de motor más altas. Un alto índice de octano proporciona mayor eficiencia de la combustión, mayor potencia, menores depósitos de carbón y mejor funcionamiento del motor, así como menor contaminación.

Planta de endulzamiento. Parte de la industria de la refinación en donde se separa el azufre de los productos petroleros, dando lugar así a combustibles de bajo contenido de azufre y por ende menos contaminantes.

Planta de absorción. Planta utilizada para recuperar condensables del gas natural o gas de refinería, absorbiendo los hidrocarburos a partir del etano y más pesados mediante aceite de absorción seguido por la separación del líquido absorbente de los líquidos (etano más).

Planta de craqueo catalítico de lecho fluidizado (FCC). También conocida como FCC, por sus iniciales en inglés: Fluid Catalytic Cracking, es la unidad que se emplea para producir principalmente gasolina estabilizada de alto octano, gas residual que se adiciona al gas combustible de la refinería, propano-propileno, butano-butileno, aceite cíclico ligero y aceite cíclico pesado, teniendo como carga gasóleo pesado primario y gasóleos de la planta de vacío.

Pool de gasolinas. Es el sistema de una Refinería que permite juntar las diversas corrientes de combustible de un mismo tipo (gasolinas, diesel, gasóleo) para homogeneizarlo; mezclándolo y tratándolo con distintos aditivos.

Proceso batch o por lotes. Es un proceso en que la alimentación que se introduce al sistema desde el principio y todos los productos se extraen juntos tiempo después. No existe transferencia de masa en las fronteras del sistema entre el tiempo en que se realiza la alimentación y el tiempo en que se extrae el producto.

Pumparound. Son sistemas enfriamiento laterales de una columna, para remover el calor del proceso, con el objetivo de mantener el reflujo adecuado en la torre.

Reacción endotérmica. Se denomina reacción endotérmica a cualquier reacción química que absorbe calor.

Reacción exotérmica. Se denomina reacción exotérmica a cualquier reacción química que desprende calor. Se da principalmente en las reacciones de oxidación.



Reactor. Recipiente industrial donde se efectúa una reacción química que puede ser en presencia de un catalizador. En la refinación del petróleo, generalmente, los diferentes reactores se mantienen bajo condiciones de presión y temperatura en presencia de un catalizador que puede ser gaseoso, líquido o sólido, según sean los requerimientos de la mezcla de hidrocarburos de carga.

Reflujo. Operación de destilación de un líquido o líquidos que se extraen de la torre de destilación, tomando el producto condensado del domo o el producto de platos seleccionados, que se reciben en la misma torre generalmente enfriados en platos predeterminados, con el objeto de aumentar, en las zonas que los reciben, la concentración de los componentes más ligeros para reducir la concentración de los componentes más pesados, estabilizando al mismo tiempo el balance térmico de la torre. El propósito de este procedimiento es el de aumentar la concentración de vapores en el componente más ligero y al mismo tiempo reducir la concentración del componente más pesado.

Rehervidor. Es un tipo especial de intercambiador de calor, utilizado para adicionar calor a la columna de destilación, donde se utiliza generalmente vapor como medio de calentamiento.

Riser. Es un tubo vertical, donde prácticamente se efectúan todas las reacciones de la FCC.

Sección de agotamiento. Sección donde un componente volátil se transfiere de una mezcla líquida a un gas.

Selectividad. Es la relación existente entre la producción y la conversión de los productos deseados.

Smart Plant Review. Es un entorno de visualización diseñado por Intergraph Process para la revisión interactiva y análisis de grandes y complejos modelos 3D de plantas de proceso y energía.

Software. Se trata del conjunto de instrucciones que permite la utilización de la computadora. El software es la parte intangible de la computadora, es decir, programas, aplicaciones (procesadores de texto y hojas de cálculo), etcétera.

Tanque presaturador. Es un recipiente utilizado como etapa de absorción adicional, donde se mezclan una corriente líquida y una gaseosa.

Válvula de deslizamiento. Es la válvula usada para regular el flujo de catalizador entre el reactor y el regenerador de la FCC.

Volatilidad. Tendencia de un líquido a pasar a su fase de vapor. Las sustancias volátiles despiden vapores a las temperaturas ambientales. En la industria de refinación del petróleo, esta propiedad es muy importante tanto en los crudos como en los productos. Las mezclas de hidrocarburos, como la gasolina, pueden clasificarse como volátiles debido a que contienen componentes que se evaporan con facilidad. Para ello se controla su presión de vapor, determinación que refleja la volatilidad tanto del crudo como de sus productos.

**Abreviaturas utilizadas**

°C	Grados centígrados
°F	Grados Fahrenheit
API	American Petroleum Institute
BPD	Barriles por día
C₃	Propano y propileno
C₄	Butanos y butenos
C₅	Pentanos, pentenos y pentadienos
C₅⁺	Pentanos, pentenos, pentadienos y naftas ligeras
FCC	Unidad de craqueo catalítico de lecho fluidizado
ft³	Pie cúbico
h	hora
kg	kilogramos
kgmol	kilogramos mol
lb	Libras
lbmol	Libras mol
LPG	Gas Licuado del Petróleo
Máx	Máximo
mmHg	Milímetros de mercurio
MON	Número de octano que se mide simulando las condiciones de manejo en carretera
MTBE	Metil-terbutil-éter
PEMEX	Petróleos Mexicanos
ppm	Partes por millón
PVR	Presión de Vapor Reducida
RON	Número de octano que se mide simulando las condiciones de manejo en una ciudad
Vol	Volumen



Bibliografía

- * Baasel, William D. *Preliminary Chemical Engineering Plant Design*. Ed. Van Nostrand Reinhold. Segunda edición. Estados Unidos. 1990. Pp. 559.
- * Barnicki, S. D. et Siirola, J. J, "Process Synthesis Prospective," *Comp. Chem. Eng.*, 28, 441 (2004).
- * Biegler, L. T. et I. E. Grossmann, "Part II. Future perspective on Optimization," *Comp. Chem. Eng.*, 28, 1193 (2004).
- * Biegler, L.T. et Westerberg A.W. *Systematic Methods of Chemical Process Design*. Ed. Prentice Hall. Estado Unidos. 1997. Pp. 796.
- * Cussler E. L. et Moggridge G. D. *Chemical Product Design*. Cambridge University Press. Reino Unido. 2001.
- * Daichendt, M. M., and I. E. Grossmann, "Integration of Hierarchical Decomposition and Mathematical Programming for the Synthesis of Process Flowsheets," *Comp. Chem. Eng.*, 22, 147(1997).
- * Douglas, J. M., "A Hierarchical Decision Procedure for Process Synthesis," *AIChE J.*, 31, 353 (1985).
- * Jiménez Gutiérrez, Arturo. *Diseño de procesos en ingeniería química*. Ed. Reverté. España. 2003. Pp. 253.
- * Gary, J. H. et Handwerk, G. E. (1994). *Petroleum refining, technology and economics*. Ed. M. Dekker. Tercera edición. Estados Unidos.
- * Giral, José et al. *Ingeniería de procesos*. Universidad Nacional Autónoma de México. México. 1977. Pp. 154
- * Hartmann K. et Kaplick K. *Analysis and Synthesis of Chemical Process Systems*. Ed. Elsevier. Alemania. 1990



- * Hill, M., "Product and Process Design for Structured Products," *AIChE J.* 50, 1656 (2004).
- * Husain, Ashghar. *Chemical Process Simulation*. Ed. Wiley Eastern. Estados Unidos. 1986. Pp. 376
- * Meeuse, F. M. et al, "Conceptual Design of Processes for Structured Products," *AIChE Symp. Ser. No. 323*, 96, 324 (2000).
- * Meyers, Robert A. (2003). *Handbook of Petroleum Refining Processes*. Ed. Mc Graw Hill. Tercera edición. Estados Unidos. pp. 3.3 - 3.94
- * Navarrete, Pablo et Cole, William C. *Planning, estimating, and control of chemical construction projects*. Ed. M. Dekker. 2001. Estados Unidos. Pp. 480
- * Papoulias, S. A. et Grossmann, I. E., "A Structural Optimization Approach in Process Synthesis", *Comp. Chem. Eng.*, 7, 723 (1983).
- * Peters, Max S. et al. *Plant design and economics for chemical engineers*. Ed. Mc Graw Hill. Cuarta edición. Estados Unidos. 1991. Pp. 910
- * Reklaitis, G.V. et Spriggs, H. D. *Computer Aided Process Operations*. Ed. Elsevier. Estados Unidos. 1987. Pp. 720
- * Sadeghbeigi, Reza. *Fluid Catalytic Cracking Handbook*. Ed. Gulf Publishing Company. Estados Unidos. Pp. 321.
- * Schembecker, G. et al, "Synthesis of Chemical Process Flowsheets by Means of Cooperating Knowledge Integrating Systems," *I. Chem. E. Symp. Ser.*, 133, 333 (1994).
- * Smith, Robin. *Chemical Process Design*. Ed. Mc Graw Hill. Estados Unidos. 1995. Pp. 459
- * Westerberg, A. W., "A Retrospective on Design and Process Synthesis," *Comp. Chem. Eng.*, 28, 447 (2004)



* Westerberg, A. W. *Process flowsheeting*. Cambridge University Press. Reino Unido Pp. 251. 1979

* Wilson, J. W. *Fluid Catalytic Cracking. Technology and Operation*. Ed. PennWell Publishing Company. 1997.

Patentes:

* Patente: Recovery of C4 olefins from a product stream comprising C4 olefins, dimethyl ether and C5+ hydrocarbons. Aplicación #20040092778. Estados Unidos.

* Patente: Paraffin alkylation. Aplicación #20050113624. Estados Unidos.

Páginas de internet consultadas:

* <http://www.ine.gob.mx/ueajei/publicaciones/libros/235/cap1.html>

* <http://www.cdtech.com/updates/Publications/Refining%20Papers/Enhanced%20Olefin%20Reduction.pdf>

* <http://www.iupac.org>

Páginas de internet consultadas para las imágenes:

* http://www.aeccafe.com/AECVision/software_reviews/smartplant.php

* <http://www.aspentech.com/>

* http://www.conocophillips.co.uk/jet_press_office/photo_library/Humber_Refinery.htm

* <http://www.eia.doe.gov/kids/energyfacts/sources/non-renewable/refinery.html>

* <http://ppm.intergraph.com/smartplant/>

* <http://www.manturbo.com/en/index.php>

* <http://www.oil-gas.uwa.edu.au/>

* http://www.stansholik.com/macro_pages/oil_drop.htm