

88

2 Ejem.



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

## FACULTAD DE QUIMICA

SIMULACION Y PROPUESTA DE MEJORAS A LA PLANTA DE DESINTEGRACION CATALITICA DE LA REFINERIA DE TULA, HIDALGO



EXAMENES PROFESIONALES  
FAC. DE QUIMICA

### T E S I S

Que para obtener el Título de INGENIERO QUIMICO

presenta

Esteban Javier Pedernera Romano



México, D.F.

1994

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



## **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 está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

## JURADO

Presidente Prof. MARTIN GUILLERMO HERNANDEZ LUNA  
Vocal Prof. ENRIQUE BAZUA RUEDA  
Secretario Prof. CELESTINO MONTIEL MALDONADO  
1er. Suplente Prof. JOSE AGUSTIN TEXTA MENA  
2do. Suplente Prof. HUMBERTO RANGEL DAVALOS

### Lugar donde se desarrolló el tema:

Departamento de Ingeniería Química de la Facultad de Química, UNAM.

### Asesor del tema:

Ing. Celestino Montiel Maldonado



### Sustentante:

Esteban Javier Pedemera Romano



# Contenido.

INTRODUCCION	3
<b>1 INGENIERIA DE PROCESOS</b>	<b>5</b>
1.1 Síntesis de procesos	7
1.2 Análisis de procesos	8
1.3 Optimización de procesos	8
<b>2 SIMULACION DE PROCESOS</b>	<b>9</b>
2.1 Interfase con el usuario y soporte computacional	10
2.2 Algoritmos	10
2.3 Modelos	11
2.4 Enfoques de la simulación de procesos	14
2.5 Orientación Modular	14
2.6 Enfoque Modular Secuencial	15
2.7 Enfoque Modular Secuencial	16
2.8 Orientación hacia ecuaciones	18
<b>3 SIMULADOR ASPEN-PLUS</b>	<b>19</b>
3.1 Introducción	19
3.2 Banco de datos	21
3.3 Algoritmos de convergencia	22
3.4 Modelos	23
3.5 Modelos para cálculo de propiedades	23
3.6 Soporte computacional	26
3.7 Interfase con el usuario	26
<b>4 PLANTAS DE DESINTEGRACION CATALITICA</b>	<b>28</b>
4.1 Reacciones	29
4.2 Mecanismos de reacción	31
4.3 Cinética	32
4.4 Catalizadores	33
4.5 Balance térmico	35
4.6 Efectos de las variables de operación del reactor	38

<b>5 UNIDAD DE DESINTEGRACION CATALITICA (FCC)</b>	<b>40</b>
5.1 Sección de desintegración catalítica	42
5.2 Sección de fraccionamiento	43
5.3 Sección de recuperación de vapores	44
5.4 Sección de tratamiento con amina (DEA)	45
<b>6 SIMULACION DE LA PLANTA DE DESINTEGRACION CATALITICA</b>	<b>47</b>
6.1 Pasos a seguir en una simulación	47
6.2 Definición del problema	48
6.3 Selección de unidades	49
6.4 Selección de componentes	49
6.5 Elección de los modelos termodinámicos	50
6.6 Especificación de la topología del proceso	51
6.7 Determinación de las corrientes de corte y la secuencia de cálculo	51
6.8 Definición de las corrientes de alimentación y de corte	54
6.9 Elección del modelo a utilizar para cada operación unitaria	55
6.10 Especificación de los parámetros de cada modelo	56
6.11 Selección de los métodos de convergencia para las corrientes de corte	59
6.12 Especificaciones de diseño	60
<b>7 PROPUESTAS DE MEJORAS</b>	<b>79</b>
7.1 Columnas acopladas	81
7.2 Bombas de calor	81
7.3 Resultados de las propuestas	84
7.3.1 Torre fraccionadora DA-101	84
7.3.1 Torre de destilación propano/propileno DA-109	89
<b>8 RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA PLANTA FCC</b>	<b>102</b>
8.1 Análisis termodinámico de procesos	102
8.2 Redes de intercambio de calor	103
8.3 Diseño de redes de intercambio de calor por medio de ADVENT	104
8.4 Propuesta para la red de intercambio de calor de la planta FCC	105
8.5 Resultados de las diferentes redes de intercambio de calor	109
<b>9 Conclusiones</b>	<b>115</b>
<b>BIBLIOGRAFIA</b>	<b>118</b>

## Introducción.

Una herramienta poderosa que actualmente dispone el ingeniero de procesos son los simuladores de proceso. El uso de estos programas es necesario para el análisis de procesos existentes y nuevos diseños. Los simuladores de procesos es tan fuertemente orientados a la industria petroquímica, siendo capaces de generar resultados con alto grado de confiabilidad. Esto nos permite generar nuevas alternativas en los procesos existentes u optimizar las condiciones de una planta en operación.

Los simuladores de proceso están contruidos de manera que sea fácil y rápido su manejo. Sin embargo, para obtener resultados confiables, se requieren amplios conocimientos de termodinámica, operaciones unitarias y métodos numéricos. Ya que la elección no adecuada de alguno de estos factores causa resultados alejados de la realidad y en consecuencia se pueden llegar a dar conclusiones erróneas. Para evitar este tipo de problemas siempre es necesario la comparación con datos experimentales o de operación de una planta.

La industria química, requiere una constante reconversión, debido a la necesidad de nuevos y mejores productos, así como restricciones en la cantidad de contaminantes emitidos. Por lo que para mantenerse competitiva dentro del mercado internacional, es necesario desarrollar procesos más eficientes, de tal manera de reducir los costos, aprovechar mejor las materias primas y reducir la contaminación al medio ambiente. Siendo el ingeniero químico el responsable de la solución de estos problemas.

En el presente trabajo se realiza la simulación de la planta de desintegración catalítica de la refinería de Tula. Se alcanzan las especificaciones de los productos ajustando condiciones de operación, en base a la operación real del reactor de desintegración. Además se proponen alternativas para el fraccionador, la torre de destilación para separar la mezcla propano/propileno y la red de intercambio de calor. Siendo el objetivo la simulación de un proceso real y complejo dentro de la industria petroquímica, al igual que la optimización del proceso.

El capítulo 1 presenta generalidades de la ingeniería de procesos y se explican las diferentes etapas en el diseño de un proceso químico.

En el capítulo 2 se exponen los conceptos básicos de la simulación y se resumen los diferentes enfoques que existen actualmente para llevarla a cabo en estado estacionario.

En el capítulo 3 se hace una descripción específica de las características y alcances del simulador de procesos ASPEN PLUS. Se da una visión general de las opciones que dispone el simulador para el tratamiento de diferentes procesos.

Las reacciones de desintegración catalítica son fundamentales para entender el funcionamiento del proceso, esto es tratado en el capítulo 4. Además se desarrolla una descripción del funcionamiento del reactor, necesaria para el desarrollo posterior de la simulación.

El capítulo 5 se presenta el proceso de desintegración catalítica en la refinería de Tula. En la cual se describe en su totalidad y algunos procesos secundarios, de manera que junto con la información del anterior capítulo, permiten entender y simular el proceso.

La simulación del proceso de desintegración catalítica se presenta en el capítulo 6. Aquí se encuentran los pasos y consideraciones que se utilizaron para la simulación, al igual que los resultados de esta. Después se hace una comparación entre los resultados obtenidos y los datos de diseño de la planta.

En el capítulo 7 se proponen mejoras a la planta y se presenta el análisis de la fraccionadora y de la torre de destilación propano/propileno. Los resultados son analizados económica y operativamente con respecto a sus ventajas y desventajas.

El capítulo 8 contiene una breve explicación del funcionamiento del programa ADVENT, para el análisis y optimización de redes de intercambio de calor por medio de la Tecnología Pinch. Se presentan los resultados de tres redes de intercambio de calor en comparación con la red existente.

Por último en el capítulo 9 se presentan las conclusiones tanto de la simulación como de las propuestas de mejoras y la optimización.

# Capítulo 1.

## Ingeniería de Procesos.

La construcción de plantas de procesos químicos, requiere de la participación de una gran variedad de especialidades dentro de la industria. Empezando con ingenieros químicos o de procesos, los proyectos derivan a especialidades como ingeniería mecánica, civil, eléctrica, económica, y otras no técnicas como el aprovisionamiento, manejo de personal, etc.. El desarrollo de nuevos o mejores procesos, está apoyada actualmente por una gran cantidad de programas de computadora, éste es uno de los campos de la ingeniería de procesos. Se puede definir la ingeniería de procesos como la aplicación de conceptos y metodologías sistematizadas a un diseño y operación de un proceso químico. El diseño de procesos o parte de ellos es una de las etapas fundamentales de un proyecto, como se muestra en la fig. 1.

La creación o modificación de un equipo o un proceso, con toda la información que se debe generar para su fabricación o cambio, requiere de un diseño. Para dar una idea de la importancia del diseño dentro del desarrollo de un proceso o un equipo, se ha calculado que éste representa entre un 10 al 15% de la inversión. Además en la etapa de diseño se fija el 80% del costo final, por lo que una decisión no adecuada en esta etapa no puede ya ser compensada en la etapa de fabricación. De modo que las empresas que desean permanecer competitivas en el mercado, continuamente mejoran sus herramientas y personal para aumentar su capacidad de diseño. Dentro de un problema de diseño se pueden presentar diferentes situaciones con características particulares que hacen que la manera de abordarlo cambie. Típicamente se tienen dos tipos de diseños: a) originales, el equipo de trabajo nunca ha diseñado nada parecido, o b) de rutina, el equipo conoce bien los conceptos y metodologías. Para un diseño original las actividades alternan entre tormentas de ideas y recolección de información. Esta actividad genera los conceptos base

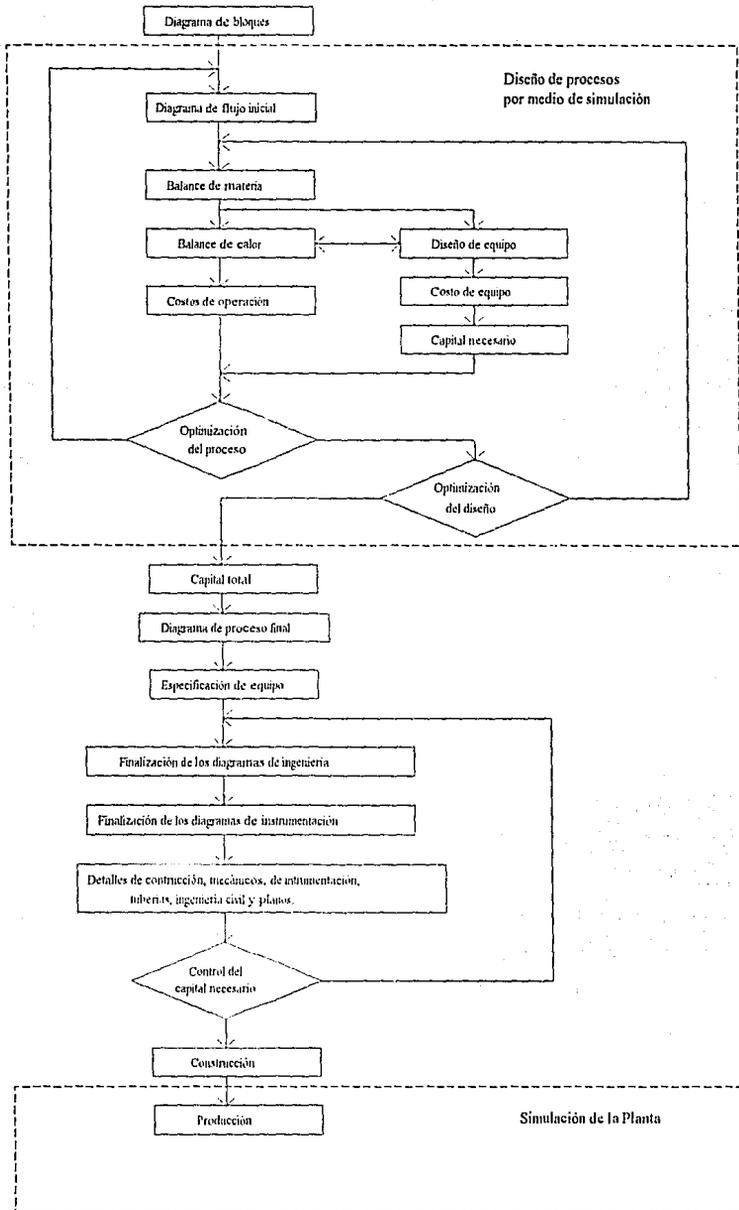


Fig. 1 Secuencia de un proyecto de ingeniería.

para el diseño y los cálculos. Por el contrario en un diseño de rutina, existe la posibilidad de automatizar gran parte de las actividades dentro del diseño. Otros factores a considerar dentro del diseño son: la magnitud del proceso, la integración del proceso y el número de réplicas que se van a realizar. Hay una marcada diferencia entre las actividades que se deben realizar para el diseño dependiendo de su magnitud. Esto genera que para proyectos muy grandes se tengan varios pequeños equipos trabajando simultáneamente, y dependan mucho de la forma de organización y medios de comunicación para su funcionamiento. Este problema aumenta en el momento que se tienen situaciones de integración. Los casos típicos son cuando se trata de integrar térmicamente un proceso, ya que una mejor recuperación de calor depende no solo de la localización de los equipos, sino de sus condiciones de operación. En el caso de los reactores, dependiendo de los rendimientos y subproductos generados, la secuencia de separación varía drásticamente. Un factor más es la seguridad y operación del proceso, los cuales aumentan aun más la necesidad de integración en los procesos. Con respecto al número de veces que se va a utilizar un diseño, es el nivel de detalle y la eliminación de errores, que se debe mejorar. Dado el caso de un proceso único, en la fase de construcción se pueden realizar con mayor facilidad algunas correcciones.

### **1.1 Síntesis de procesos.**

Durante un diseño de un proceso, los puntos de vista y aspectos del proceso se van profundizando. En los niveles más altos, se trata de aspectos generales y abstractos. A medida que se va avanzando en el diseño, más y más detalles del proceso se van concretando. La manera de pasar de una representación abstracta a una más refinada, es realizada en la etapa de síntesis de procesos. Una definición de esta actividad podría ser la siguiente: la generación de alternativas de diseño y la selección de las mejores, en base a el análisis de información parcial o incompleta.

La síntesis es una actividad que aparece repetidamente debido al carácter recursivo del diseño. En el caso de la síntesis de un diagrama de procesos, se generan otros subproblemas de síntesis como la red de intercambio de calor, o la secuencia de separación.

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

## 1.2 Análisis de procesos.

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

Actualmente se pueden realizar los balances de materia y energía de los procesos por medio de simuladores de proceso comerciales. Con estos datos se puede generar un dimensionamiento preliminar y estimados de costos. En estos programas se pueden elegir diferentes métodos de cálculo y criterios de convergencia, según sea la necesidad y el tiempo que se dispone. El proceso en análisis, se puede descomponer en pequeños subsistemas. A mayor número de subsistemas mayor será el grado de rigurosidad, pero mayor será el tiempo consumido, por lo cual es determinante el grado de análisis requerido.

## 1.3 Optimización de procesos.

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

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

La optimización fue aplicable comercialmente en problemas a gran escala en los finales de 1950 con el desarrollo de la programación lineal. Para utilizar los métodos de optimización, todavía se requiere un análisis de las variables de decisión del proceso, la elección de funciones objetivo, y el uso de experiencias pasadas.

## Capítulo 2.

### Simulación de Procesos.

El campo del diseño de procesos asistido por computadora emergió en los años sesenta y se ha transformado en una subdisciplina de la ingeniería química. Actualmente ninguna planta química o petroquímica de mediano tamaño es construida sin antes llevar acabo la simulación del proceso por medio de modelos matemáticos. Los programas especializados en simulación de procesos realizan principalmente balances de materia y energía en estado estacionario, cálculos para el dimensionamiento y costo de los equipos involucrados en el proceso. Otros aspectos que podrían ser abordados por este tipo de programas, son:

1. Simulación dinámica: Para realizar estudios con diferentes sistemas de control, arranque y paro de plantas, operaciones bajo situaciones de emergencia o estados transientes fuera de diseño, y para entrenamiento de operadores.
2. Optimización: Para todo un proceso o un subsistema.
3. Síntesis de procesos: Sobretudo para secuencias de separación, integración térmica y diseño de controladores.
4. Análisis de trabajo perdido.
5. Seguridad y operatividad de procesos.

La información que se ha generado sobre este tipo de sistemas, y la experiencia que se ha tenido al respecto no se encuentra totalmente publicada, ya que son desarrollados por industrias que son propietarias de esta información. Sin embargo se tiene cada vez más acceso a simuladores comerciales.

Los elementos esenciales de un simulador de procesos se podrían englobar en los siguientes bloques: interfase con el usuario, soporte computacional (software y hardware), algoritmos y modelos

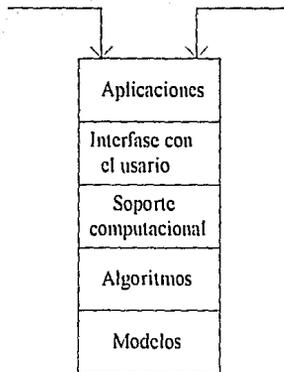


Fig. 2 Elementos de un sistema de simulación.

## 2.1 Interfase con el usuario y soporte computacional.

La interfase con el usuario incluye el lenguaje de entrada, por medio del cual se describe el problema a resolver, los reportes de resultados, la documentación sobre el uso y funcionamiento del simulador y los protocolos para la interacción con otros programas o sistemas. Esta interfase debe ser de fácil manejo, de manera de permitir al usuario una rápida interacción con el sistema.

En cuanto al soporte computacional, éste consta de: programas, lenguajes de programación, estructuras de datos, interfases con el sistema de archivos y la arquitectura del sistema. Las características que debe poseer son la de fácil comprensión, transporte y mantenimiento, y sencillez en caso de necesitar modificaciones.

## 2.2 Algoritmos.

El problema matemático a resolver en una simulación de procesos en estado estacionario, son los grandes sistemas de ecuaciones algebraicas no lineales. Estas se obtienen del diagrama de bloques de los modelos de las operaciones unitarias que describen el proceso, de donde se especifican todas las ecuaciones que deberán ser resueltas.

Prácticamente, cualquiera que sea la orientación para los algoritmos, el número y tipo de ecuaciones que describen el proceso, son esencialmente los mismos. Se diferencian principalmente en la forma de manejar y resolver los sistemas de ecuaciones. Los tamaños de estos sistemas de ecuaciones puede ser muy grande, produciendo que las técnicas

convencionales en la solución de matrices completas no los puedan abordar, por lo tanto se han aplicado técnicas de solución de matrices dispersas, que tienen la capacidad de manejar sistemas de magnitud mucho mayor.

### 2.3 Modelos.

Los modelos usados para los simuladores de procesos químicos son todos relaciones matemáticas derivadas de leyes de conservación, ecuaciones de rapidez, relaciones de propiedades físicas, y restricciones de diseño y control. Los modelos matemáticos se transforman en ecuaciones algebraicas y diferenciales que describen al proceso. El corazón de un simulador de procesos son los modelos para las operaciones unitarias. La estructura típica para los modelos se muestra en la figura 3.

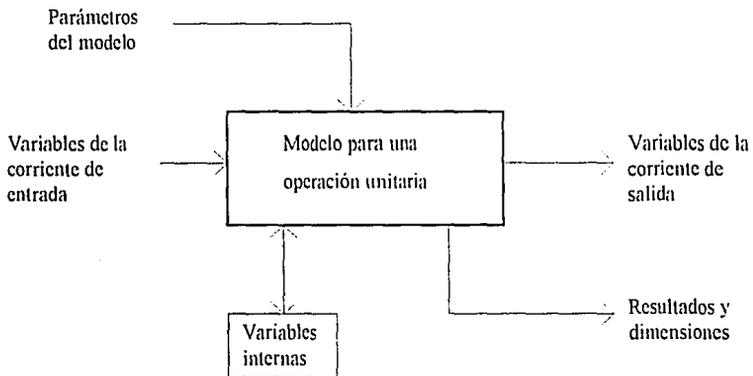


Fig. 3. Modelo de una operación unitaria.

El modelo genera en función de las variables de entrada, un juego de ecuaciones no lineales, que producen a su vez, las variables de salida. Las variables de entrada son: las corrientes de entrada y los parámetros del modelo. Las variables de salida incluye; las corrientes de salida ( estas constan de los flujos de cada componente, las propiedades termodinámicas y de transporte), los resultados del funcionamiento de la unidad y tamaño, (por ejemplo, la potencia de la bomba o la carga térmica de un intercambiador de calor) y variables internas y las de retención (como podrían ser la temperatura, composiciones en cada plato para una columna de destilación). Estos valores internos, no se requieren fuera del modulo al cual pertenecen, pero pueden ser almacenados como valores iniciales para una próxima iteración cuando esta unidad se encuentra dentro de un ciclo. El

funcionamiento y el tamaño de un equipo se calculan una vez que todo el sistema finalizó la convergencia.

Un sistema el cual utiliza para los cálculos una aproximación modular-secuencial, las operaciones unitarias son implementadas al programa como subrutinas que calculan las variables de salida en base a las de entrada y los parámetros del modelo. A su vez esta rutina llama a un paquete para el cálculo de propiedades termo físicas.

Funcionalmente una operación unitaria puede ser expresada como

$$f(u, x, y, z, r) = 0$$

donde  $u$  = al vector de los parámetros del modelo

$x$  = variables de entrada

$y$  = variables de salida

$z$  = variables internas

$r$  = variables de resultados (rendimiento y dimensionamiento)

El número de ecuaciones es igual a la suma del número de variables en las corrientes de salida y entrada, más las variables de resultados. El número total de ecuaciones es generalmente mucho más grande que los grados de libertad, debido a la gran cantidad de variables internas.

Hay diferentes posibilidades para especificar los parámetros de un modelo para una operación unitaria. Por ejemplo consideremos un intercambiador de calor a contracorriente

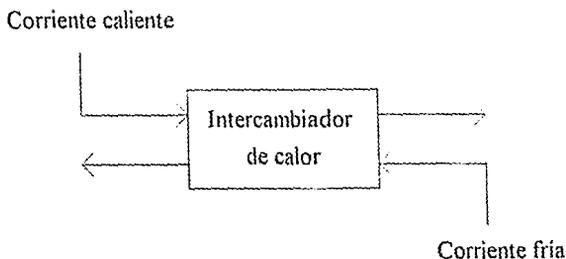


Fig. 4 Esquema de un intercambiador de calor.

		1	2	3
Coefficiente	U	*	*	*
Área	A	*		
Acercamiento	$\Delta T_{min}$		*	
Carga	Q			*

Tabla 1.

Se proponen tres juegos de especificaciones. Una es especificar el coeficiente de transferencia de calor y el área de transferencia. Estas dos especificaciones más las dos corrientes de entrada determinan las condiciones de salida del intercambiador. La segunda especificación consiste en dar el coeficiente y la mínima diferencia de temperatura al final del intercambiador. Una tercera posibilidad es el coeficiente y la carga de calor que puede transferir el intercambiador. Los tres juegos de especificaciones permiten que converja el sistema. El primer juego se especifica cuando se tiene un intercambiador ya construido y se quiere saber como se comporta el mismo intercambiador en otras condiciones. La segunda y tercera se usan generalmente para diseño de un proceso, ya que queda a determinar el tamaño del equipo.

En general, el número total de variables va a permanecer igual, independientemente del juego de variables que se le especifique al modelo, pero cambia la clasificación de los parámetros del modelo, las variables de las corrientes de entrada y salida, las variables internas, o las variables de resultados. Esto se observa más drásticamente en el caso de columnas de destilación. Ya que si se usa un mal juego de especificaciones el modelo puede llegar a no converger o converger muy lentamente.

El dimensionamiento de los equipos requiere como información los resultados de los balances de calor y energía, aunados con los datos específicos para el dimensionamiento (factor de ensuciamiento, velocidades permisibles, etc.). Si se dan las dimensiones de los equipos el cálculo resulta trivial y se podrá ver el efecto del equipo sobre el proceso. El caso más común en el cual se usa este tipo de especificaciones, es cuando, o se quiere cambiar la capacidad de una planta ya existente, o se quieren utilizar equipos de una planta que entra en desuso para otra en funcionamiento. Entonces se simula el equipo para determinar si puede cumplir con el nuevo servicio requerido.

La estimación de costos requiere del tamaño de las principales partes del equipo, además de los materiales de construcción y demás datos que son necesarios para determinar la inversión. Los costos de los servicios, materias primas, sueldos,

mantenimiento y otros requerimientos son necesarios para determinar el costo de producción. El costo de los equipos y los índices de inflación también son necesarios.

Finalmente, la evaluación económica determina la factibilidad del proyecto. Para esto se requieren datos como la vida del proyecto, métodos de financiamiento, inflación, método de depreciación, intereses, producción e inversión.

Dependiendo de la finalidad de una simulación, depende en menor o mayor grado la rigurosidad de un modelo. Esto es especialmente determinante en el tiempo que se va a invertir en el uso de la computadora. Generalmente los modelos muy rigurosos aparte de ser lentos, presentan inestabilidades, que son acrecentadas cuando se tienen ciclos anidados.

## **2.4 Enfoques de la simulación de procesos.**

El tipo de orientación adoptada en la simulación está directamente limitada por los problemas computacionales, como el tiempo de procesamiento y la capacidad de almacenamiento en memoria. Este tipo de limitaciones se han ido reduciendo con el aumento de la velocidad de procesamiento y los costos de los equipos de cómputo.

Existen dos orientaciones:

1. Orientación Modular.
  - Modular secuencial.
  - Modular simultáneo.
2. Orientación hacia las ecuaciones.

## **2.5 Orientación Modular.**

Un proceso químico abordado por medio de la orientación modular, se trata como un conjunto de módulos, que describen un cierto tipo de operación unitaria. Hay dos tipos de niveles del proceso, los cuales son descritos por las ecuaciones, que son a nivel de diagrama de flujo y a nivel de módulo. En los cálculos a nivel diagrama de flujo, se resuelven las ecuaciones que describen las conexiones entre cada módulo y las especificaciones de diseño. Los cálculos a nivel del módulo, resuelven las ecuaciones que los conforman con el objeto de obtener las variables de salida, a partir de las variables de entrada y parámetros de equipo. Las principales ventajas de la orientación modular son:

- El diagrama de flujo del proceso y el modelo para la estructura del programa son muy parecidos, por lo cual son naturales para el ingeniero químico.

- Se cuentan con varios algoritmos especializados para resolver los diferentes módulos. Lo que hace que cada módulo se resuelva más eficientemente. Aparte de que cada módulo puede generar sus valores iniciales, para así poder empezar a resolver los sistemas de ecuaciones que lo describen.
- La posibilidad de usar programas aislados para ciertas operaciones unitarias y adaptarlos a el sistema, lo que le da una gran capacidad de expansión.
- Permite la obtención de información de algunas partes del proceso, a pesar de no tener la convergencia total de proceso. Lo cual ayuda a detectar posibles problemas del sistema, con una rápida localización y diagnóstico.

Sin embargo, existen también problemas:

- Una convergencia lenta, debido a el manejo de grandes matrices del proceso y de los múltiples ciclos iterativos a causa de las recirculaciones.

## 2.6 Enfoque Modular Secuencial.

El método secuencial modular es usado actualmente en casi todos los simuladores industriales. En este método, una rutina es desarrollada para cada tipo de bloque para calcular las variables de salida en función de las de entrada y de los parámetros del bloque. Las rutinas son llamadas en orden de manera que simulan el proceso. Las recirculaciones son convergidas por un proceso iterativo. Los estimados iniciales para una recirculación deben ser suministrados.

Para resolver un sistema por el método secuencial modular se realiza la partición del proceso, se seleccionan las corrientes de corte, se crean los ciclos anidados y se determina la secuencia de computo.

Se puede por simple inspección, hacer la partición de los sistemas, seleccionar las corrientes de cortes, los ciclos anidados, y la determinación de la secuencia de computo, para los procesos pequeños. Aunque existen buenos algoritmos que realizan esta tarea automáticamente. El simulador ASPEN PLUS es capaz de dar la secuencia de cálculo, pero el usuario puede alterar estos datos dependiendo de sus necesidades o información disponible. Muchas veces se tiene un estimado más cercano de ciertas corrientes, por lo cual, es recomendable usarlas como corrientes de corte, debido a que un buen estimado puede acelerar la convergencia en un ciclo. Además dependiendo de las corrientes de corte que se escojan, se va a generar una secuencia de cálculo diferente.

Para resolver recirculaciones, el más utilizado ha sido el método de Wegstein. Debido a que este método no toma en consideración las interacciones entre las variables en una corriente de corte, este funciona bien para la mayoría de los sistemas. Se han usado

algunas consideraciones heurísticas para mejorar la convergencia con este método, se ha retardado la aplicación de el paso de aceleración del método Wegstein, por un número específico de sustituciones directas y se han dado límites a la máxima aceleración permitida. Con el uso del método de Wegstein o sustitución directa, es necesario converger las recirculaciones separadamente de las especificaciones. Las especificaciones de diseño son resueltas típicamente por técnicas comunes como el método de la secante (particularmente para problemas de una sola variable). Más reciente es el uso del método de Broyden para resolver especificaciones y recirculaciones simultáneamente.

Las prioridades para la resolución de los ciclos iterativos es la siguiente.

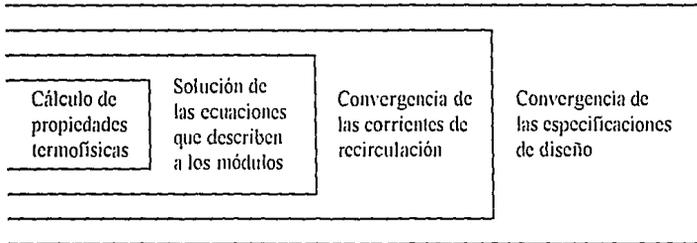


Fig. 5 Ciclos de cálculo para el enfoque modular secuencial.

## 2.7 Enfoque Modular Simultáneo.

Otra forma común de llamar a este tipo de enfoque es el de Doble Rompimiento (two tier), que es simplemente un concepto diferente de convergencia para el enfoque modular secuencial.

En el enfoque modular simultáneo, la estructura modular se conserva, pero la diferencia radica en que las ecuaciones de las corrientes de conexión y especificaciones de diseño se hacen converger simultáneamente. Este tipo de enfoque utiliza dos tipos de modelos: los rigurosos y los simples.

Los modelos rigurosos son los mismos modelos empleados en los simuladores secuenciales modulares. Estos modelos generan parámetros que después van a ser usados por los modelos simples. Los modelos simples son aproximados y requieren mucho menos esfuerzo computacional para ser resueltos. Una vez resuelto el modelo simple se obtienen las variables de salida, y se verifica la convergencia. Sino no se llega a la convergencia se pasa a los modelos rigurosos que varían los parámetros de los modelos simples. Se

continúa esta iteración hasta que los cambios de los parámetros en los modelos simples lleguen a la tolerancia, lográndose así la convergencia de las variables del proceso.

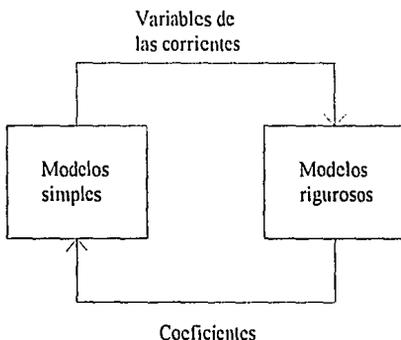


Fig. 6 Esquema básico para el enfoque modular secuencial.

Los modelos simples pueden ser lineales, cuyos coeficientes pueden ser determinados por la perturbación numérica de los modelos rigurosos y no lineales los cuales son modelos aproximados. De este modo el modelo simple genera un sistema de ecuaciones equivalente al del modelo riguroso, pero no tan extenso, con menos variables internas y correlaciones mucho más simples para las propiedades termofísicas. Debido al reducido número y tamaño de estas ecuaciones, comparada a las de un modelo riguroso, puede ser resuelto como un sistema de ecuaciones en la forma que lo hacen los simuladores orientados hacia ecuaciones.

Las técnicas usadas para el enfoque modular simultáneo varían en la forma en la cual es generada y resuelta la matriz Jacobiana a nivel del proceso, y en la elección de iterar sobre las corrientes de conexión o sólo sobre un conjunto seleccionado de ellas.

El enfoque modular simultáneo tiene la gran ventaja de utilizar todos los modelos para las operaciones unitarias y reglas heurísticas que se usan en el enfoque modular secuencial, permitiendo además tener buenos estimados iniciales. Sin embargo, la principal desventaja de este enfoque se trata cuando se hace el cálculo del Jacobiano aproximado, ya que este desperdicia el tiempo ganado en la rápida convergencia de este enfoque. Para esto se usan métodos de aproximación del Jacobiano, los cuales, pueden producir a su vez un estimado muy pobre de éste, lo que puede aumentar el problema de falta de precisión, y en consecuencia un mayor número de iteraciones.

## 2.8 Orientación hacia ecuaciones.

La característica de esta orientación es modelar el proceso químico por medio de un gran sistema de ecuaciones que lo describen en su totalidad (operaciones unitarias, corrientes de conexión y especificaciones de diseño), el cual es resuelto simultáneamente. De modo que esta orientación utiliza procedimientos que generen ecuaciones que describan todo el proceso.

El problema a nivel matemático se puede plantear de la siguiente manera

$$F(Z_1, Z_2) = 0$$

en donde:

$Z_1$  = vector de variables de estado (dependientes)

$Z_2$  = vector de variables de decisión (independientes)

Las variables de decisión normalmente incluyen todos los parámetros de equipo y las variables de las corrientes de entrada para cada operación unitaria, y las variables de estado incluyen todas las variables internas y de las corrientes de salida.

Alternativamente el problema de simulación y diseño puede ser formulado como un problema de optimización.

Maximizar o minimizar  $P(Z_1, Z_2)$

con  $F(Z_1, Z_2) = 0$

además se necesitan las restricciones impuestas por el planteamiento de la optimización

La diferencia entre la orientación modular y la orientada a ecuaciones radica en evitar los ciclos anidados, supliéndolos por un sistema de ecuaciones no lineales, potencialmente más susceptibles a ser resueltos, además de no tener problemas en flujo de información de módulo a módulo, ya que toda la información es manejada en forma de ecuaciones y variables. Pero las desventajas de esta orientación son: a) la de depender de buenos estimados iniciales, lo cual no siempre se tiene disponible y que se puede llegar a una solución del sistema físicamente inexistente, b) no utiliza toda la información generada en el desarrollo de los modelos para los simuladores secuenciales y en caso de no converger no se pueden extraer resultados parciales de los diferentes equipos, por lo cual es más difícil encontrar y corregir una falla.

## Capítulo 3.

### Simulador ASPEN PLUS.

#### 3.1 Introducción.

En 1964 la compañía Monsanto, reuniendo modelos para operaciones unitarias forma el sistema de simulación de procesos FLOWTRAN (Flowsheet Translator). Cinco años más tarde Monsanto ofrece el uso del simulador. En los inicios de 1972 FLOWTRAN es licenciado y comercializado. El Instituto Tecnológico de Massachusetts selecciona a este simulador como base para el desarrollo de ASPEN (Advanced System for Process Engineering). En 1976 comenzó el desarrollo del simulador ASPEN, con el financiamiento del Departamento de Energía de Estados Unidos para la utilización en la industria de combustibles fósiles y carbón, ya que el precio del petróleo tenía constantes alzas.

La mayoría de las grandes empresas disponían de pequeños sistemas de simulación para sus procesos específicos. Sin embargo ASPEN presenta un cambio en la filosofía y es construido de manera de que pueda dar servicio a gran cantidad de industrias, y no solamente para combustibles fósiles. Esto es debido a que se diseñó, de tal manera que fuera posible la adición de nuevos modelos por medio de subrutinas.

En 1981 se crea Aspen Technology para realizar junto con más de 20 compañías líderes en la industria de proceso una nueva versión del simulador. En 1983 con la creación de 600 nuevas subrutinas y cambios en 300 rutinas existente, surge ASPEN PLUS. Esta pasa a ser una versión comercial del simulador ASPEN, con una mayor calidad y facilidad de uso. A partir de esa fecha de han realizado versiones posteriores, en base a necesidades de la industria. La Facultad de Química adquiere en febrero de 1992 la versión 8.5-3.

El simulador ASPEN PLUS esta basado en el enfoque modular secuencial, como la mayoría de los simuladores comerciales. Una de las ventajas del ASPEN sobre otros simuladores comerciales, es su capacidad ilimitada para el manejo de variables, esto es gracias a las llamadas estructuras plex. Sin embargo, algunas versiones de ASPEN tiene limitada la cantidad de componentes a utilizar, por ejemplo la versión 8.5-4, solo permite el uso de 45 componentes. Esto puede ser una cifra pequeña cuando se tienen mezclas muy complejas o se usan pseudocomponentes, la Facultad de Química dispone también de una versión anterior 8.5-3, la cual no tiene limite. El problema de esta versión anterior, es que para generar el modulo de entrada, tiene que compilar un archivo, lo cual puede durar cerca de 15 minutos, dependiendo de la velocidad de la computadora y el disco duro.

Las estructuras plex permiten que el ASPEN PLUS puede manejar en una misma corriente las tres fases ( sólido, liquido y vapor), al igual que combinar diferentes modelos según sea a necesidad, convirtiendo a este simulador como uno de los más versátiles.

El flujo de información dentro del ASPEN PLUS comienza con la introducción por parte del usuario de un archivo en ASCII o por medio del sistema gráfico, en donde se encuentra toda la información para realizar la simulación. Esto entra a un preprocesador el cual interpreta la información en el archivo y detecta los errores en caso de que se presenten, en caso de ser errores que no permitan la simulación, se le informa al usuario y se le proponen soluciones a los errores. El preprocesador genera un programa en FORTRAN en base a la información del usuario para después compilarlo. ASPEN también permite al usuario introducir sus rutinas en FORTRAN en caso necesario, teniendo acceso a variables internas de las corrientes generadas por el simulador, por lo que se pueden aplicar modelos propios para casos muy específicos.

Una vez que el programa ha sido compilado, el simulador crea una secuencia de cálculo, relaciona los modulos de operaciones unitarias, genera las interconexiones entre las operaciones, extrae la información de las librerías, etc., genera toda la metodología para la simulación por medio de un programa monitor.

Una vez creada la metodología, se lleva a cabo la simulación del proceso y al finalizar este proceso se genera un reporte. El reporte contiene los resultados de la simulación, en los cuales no solo se incluye el cálculo de los diferentes equipos, corrientes y bloques de convergencia, sino también posibles errores durante la simulación, o generación del reporte, o traducción de los datos de entrada.

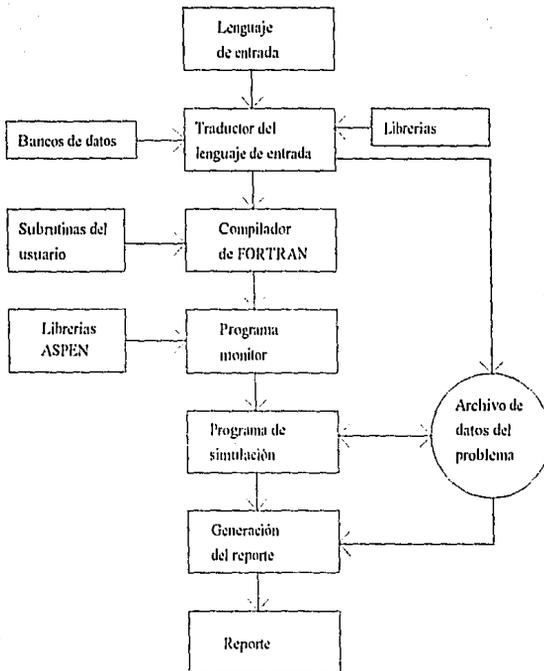


Fig. 7. Flujo de información en el simulador ASPEN PLUS.

### 3.2 Bancos de datos.

ASPEN PLUS dispone de 6 bancos de datos para el cálculo de propiedades para compuestos, los cuales disponen de todos los parámetros necesarios para cada modelo termodinámico y de transporte, como son presión y temperatura críticas, constantes de Antoine, parámetros de UNIFAC, etc. En el caso de faltar algún parámetro o que se disponga de mejores valores, estos pueden ser introducidos en la simulación.

Los banco de datos son los siguientes:

1. ASPENPCD es el banco principal, el cual es llamado por default en todas las simulaciones. Contiene 472 componentes puros.
2. DIPRPCD es un banco licenciado Aspen Tech por "The National Bureau of Standars " y desarrollado por el Instituto Americano de Ingenieros Químicos (AIChE). Contiene 766 componentes puros y se espera que en un futuro contenga 1500, para su uso se debe especificar en la simulación.

3. COMBUST es un banco especial para cálculo de propiedades de gases a altas temperaturas. Contiene 59 compuestos que se encuentran típicamente en los gases de combustión.
4. BINARY cuenta con las constantes de Henry para 49 compuestos en solución acuosa.
5. AQUEOUS contiene los parámetros para el cálculo de propiedades en caso de tener especies iónicas y moleculares en solución acuosa, tiene 262 componentes.
6. SOLIDS es el banco de datos para compuestos sólidos, el cual contiene 121 componentes puros.

### 3.3 Algoritmos de convergencia.

El simulador ASPEN PLUS dispone de rutinas para detectar los ciclos de recirculación (método desarrollado por Sargent y Westerberg, 1964), determinar las corrientes de corte (método de Motard y Westerberg, 1978), generar bloques de convergencia y definir la secuencia de cálculo.

Las secuencias de cálculo para la corrientes de corte se generan automáticamente o se pueden proporcionar por el usuario. Para la convergencia se aplican diversos tipos de métodos de convergencia; Sustitución Directa, Wegstein, Broyden y Newton. Se tiene acceso a los parámetros de convergencia como son los factores de aceleración, tolerancia, número máximo de iteraciones, etc. Dando más versatilidad a los métodos de convergencia para la solución de sistemas muy complejos, de difícil o muy lenta convergencia. Generalmente se usa el método de Wegstein, pero es preferible el método de Broyden si se tienen corrientes de corte altamente dependientes unas de otras junto con especificaciones de diseño. En el caso de que se tengan problemas con alguno de estos dos métodos se puede utilizar la sustitución directa, la cual garantiza llegar a convergencia pero necesita un número elevado de iteraciones. El otro método es el de Newton, el cual puede usarse en el caso de tener problemas con el de Broyden. El inconveniente de este método es que al calcular la derivada numérica frecuentemente, es solo recomendable cuando el número de componentes por corriente sea pequeño.

Para el caso de tener especificaciones de diseño, los métodos de convergencia son el de la Secante para una sola especificación y el de Broyden para dos o más especificaciones.

Para la solución de problemas de optimización, ASPEN PLUS dispone de dos métodos, Complex y SQP (Programación Cuadrática Sucesiva). El primero es un método de búsqueda directa, por lo cual no calcula derivadas numéricas y es recomendable para

3. **COMBUST** es un banco especial para cálculo de propiedades de gases a altas temperaturas. Contiene 59 compuestos que se encuentran típicamente en los gases de combustión.
4. **BINARY** cuenta con las constantes de Henry para 49 compuestos en solución acuosa.
5. **AQUEOUS** contiene los parámetros para el cálculo de propiedades en caso de tener especies iónicas y moleculares en solución acuosa, tiene 262 componentes.
6. **SOLIDS** es el banco de datos para compuestos sólidos, el cual contiene 121 componentes puros.

### **3.3 Algoritmos de convergencia.**

El simulador ASPEN PLUS dispone de rutinas para detectar los ciclos de recirculación (método desarrollado por Sargent y Westerberg, 1964), determinar las corrientes de corte (método de Motard y Westerberg, 1978), generar bloques de convergencia y definir la secuencia de cálculo.

Las secuencias de cálculo para la corrientes de corte se generan automáticamente o se pueden proporcionar por el usuario. Para la convergencia se aplican diversos tipos de métodos de convergencia; Sustitución Directa, Wegstein, Broyden y Newton. Se tiene acceso a los parámetros de convergencia como son los factores de aceleración, tolerancia, número máximo de iteraciones, etc. Dando más versatilidad a los métodos de convergencia para la solución de sistemas muy complejos, de difícil o muy lenta convergencia. Generalmente se usa el método de Wegstein, pero es preferible el método de Broyden si se tienen corrientes de corte altamente dependientes unas de otras junto con especificaciones de diseño. En el caso de que se tengan problemas con alguno de estos dos métodos se puede utilizar la sustitución directa, la cual garantiza llegar a convergencia pero necesita un número elevado de iteraciones. El otro método es el de Newton, el cual puede usarse en el caso de tener problemas con el de Broyden. El inconveniente de este método es que al calcular la derivada numérica frecuentemente, es solo recomendable cuando el número de componentes por corriente sea pequeño.

Para el caso de tener especificaciones de diseño, los métodos de convergencia son el de la Secante para una sola especificación y el de Broyden para dos o más especificaciones.

Para la solución de problemas de optimización, ASPEN PLUS dispone de dos métodos, Complex y SQP (Programación Cuadrática Sucesiva). El primero es un método de búsqueda directa, por lo cual no calcula derivadas numéricas y es recomendable para

problemas simples sin ciclos de recirculación o especificaciones de diseño. El método SQP, puede resolver corrientes de corte y optimizar al mismo tiempo, es recomendable que primero solucione las corrientes de corte y después realice la optimización.

También se puede cambiar el método de convergencia dentro de modelos de operaciones unitarias, esto es particularmente útil en el caso de las torres de destilación, en caso de tener problemas en su convergencia. Se pueden utilizar el método de Newton, Broyden y Wegstein.

### **3.4 Modelos.**

ASPEN PLUS dispone de una gran cantidad de modelos, para la simulación de operaciones unitarias en plantas de proceso, incluyendo modelos para manejo de sólidos. Estos modelos permiten el uso de corrientes en diferentes estados físicos, así como la entrada de corrientes de calor y trabajo. Para la entrada de información de cada modelo se requiere básicamente, el nombre reservado por ASPEN para el modelo, el nombre dado por el usuario y los parámetros del modelo. Los parámetros del modelo son aquellos necesarios para cumplir con los grados de libertad del modelo, el simulador tiene recomendaciones en caso de duda.

Los modelos presentan la característica de no tener limitaciones de tipo dimensional, ya que pueden manejar cualquier cantidad de corrientes, componentes, número de etapas, reacciones, etc. Además se tienen diferentes modelos con diferentes grados de complejidad, según sea la necesidad del análisis. En caso de no encontrar un modelo satisfactorio para el usuario se puede realizar una rutina en FORTRAN para crear un modelo de una operación unitaria especial, interaccionando con las corrientes generadas por el simulador.

### **3.5 Modelos para cálculo de propiedades.**

Una de las grandes ventajas de ASPEN PLUS, es el manejo y la gran cantidad de modelos para el cálculo de propiedades termodinámicas y de transporte. Resultados muy cercanos a la realidad son esenciales para la simulación de las operaciones unitarias y su dimensionamiento.

Las propiedades típicas que usa ASPEN PLUS en la simulación son coeficientes de fugacidad, entalpías, densidades, entropías y energía libre. El cálculo de la  $K$  se realiza como la relación entre la fugacidad del líquido y la del vapor. Las propiedades de transporte solo son calculadas si el usuario lo solicita.

Tabla 2.

Modelos Termodinámicos de ASPEN PLUS			
SYSOP0	Ideal/Ley de Raoult	Coeficientes de actividad Van Laar	
Estados correspondientes		SYSOP9	Van Laar/Redlich-Kwong
SYSOP1	Chao-Seader	SYSOP9A	Van Laar/Redlich-Kwong/Ley de Henry
SYSOP2	Grayson-Sreed	SYSOP9B	Van Laar/Nothnagel
Ecuaciones de estado		SYSOP9C	Van Laar/Nothnagel/Ley de Henry
SYSOP3	Redlich-Kwong-Soave	SYSOP9D	Van Laar/Hayden-O'Connell
SYSOP4	Peng-Robinson	SYSOP9E	Van Laar/Hayden-O'Connell/Ley de Henry
SYSOP5	BWR-Lee-Startling	Coeficientes de actividad Renon (NRTL)	
SYSOP6	Redlich-Kwong-ASPEN	SYSOP10	Renon (NRTL)/Redlich-Kwong
SYSOP14	Esferas rígidas perturbadas	SYSOP10A	Renon (NRTL)/Redlich-Kwong/Ley de Henry
SYSOP17	Lee-Kester-Plöcker	SYSOP10B	Renon (NRTL)/Nothnagel
SYSOP18	Redlich-Kwong-UNIFAC	SYSOP10C	Renon (NRTL)/Nothnagel/Ley de Henry
Coeficientes de actividad UNIFAC		SYSOP10D	Renon (NRTL)/Hayden-O'Connell
SYSOP7	UNIFAC/Redlich-Kwong	SYSOP10E	Renon (NRTL)/Hayden-O'Connell/Ley de Henry
SYSOP7A	UNIFAC/Redlich-Kwong/Ley de Henry	Coeficientes de actividad UNIQUAC	
SYSOP7B	UNIFAC/Nothnagel	SYSOP11	UNIQUAC/Redlich-Kwong
SYSOP7C	UNIFAC/Nothnagel/Ley de Henry	SYSOP11A	UNIQUAC/Redlich-Kwong/Ley de Henry
SYSOP7D	UNIFAC/Hayden-O'Connell	SYSOP11B	UNIQUAC/Nothnagel
SYSOP7E	UNIFAC/Hayden-O'Connell/Ley de Henry	SYSOP11C	UNIQUAC/Nothnagel/Ley de Henry
SYSOP7L	UNIFAC (líquido-líquido)/Redlich-Kwong	SYSOP11D	UNIQUAC/Hayden-O'Connell
Coeficientes de actividad Wilson		SYSOP11E	UNIQUAC/Hayden-O'Connell/Ley de Henry
SYSOP8	Wilson/Redlich-Kwong	Modelos especiales	
SYSOP8A	Wilson/Redlich-Kwong/Ley de Henry	SYSOP12	Tablas de Vapor del ASME
SYSOP8B	Wilson/Nothnagel	AMINES	Kent-Eisenberg
SYSOP8C	Wilson/Nothnagel/Ley de Henry	AMISOUR	Método API para agua amarga
SYSOP8D	Wilson/Hayden-O'Connell		
SYSOP8E	Wilson/Hayden-O'Connell/Ley de Henry		

Tabla 3.

Modelos para operaciones unitarias de ASPEN PLUS.	
<p><b>Mezcladores y Separadores</b></p> <p>MIXER Mezclador de Corrientes</p> <p>FSPLIT Divisor de corrientes</p> <p>SSPLIT Divisor de subcorrientes</p> <p>SEP Separador</p> <p>SEP2 Separador con dos fases</p>	<p><b>Reactores</b></p> <p>RSTOIC Reactor estequiométrico</p> <p>RYIELD Reactor por conversión</p> <p>REQUIL Reactor al equilibrio</p> <p>RGIBBS Reactor al equilibrio (Gibbs)</p> <p>RCSTR Reactor de tanque continuo</p> <p>RPLUG Reactor tubular</p> <p>RBATCH Reactor por lotes</p>
<p><b>Cambiadores de Calor</b></p> <p>HEATER Enfriador o calentador</p> <p>FLASH2 Flash a dos fases</p> <p>FLASH3 Flash a tres fases</p> <p>HEATX Cambiador de calor</p> <p>MHEATX Cambiador para multicorrientes</p>	<p><b>Bombas y compresores</b></p> <p>PUMP Bomba/Turbina hidráulica</p> <p>COMPR Compresor/Turbina</p> <p>MCOMPR Compresor/Turbina multietapas</p>
<p><b>Destilación</b></p> <p>DSTWU Método corto para diseño</p> <p>DISTL Destilación por método corto</p> <p>SCFRAC Destilación compleja por método corto</p>	<p><b>Maneo de sólidos</b></p> <p>CRUSHER Triturador</p> <p>SCREEN Separador de páticulas</p> <p>FABFL Filtro bolsa</p> <p>CYCLONE Ciclón</p> <p>VSCRUB Separador Venturi</p> <p>ESP Precipitador electrostático</p> <p>HYCYC Ciclón hidráulico</p> <p>CFUGE Centrifuga</p> <p>FILTER Filtro</p> <p>SWASH Lavador de una etapa</p> <p>CCD Lavador de varias etapas</p>
<p><b>Destilación rigurosa</b></p> <p>RADFRAC Columnas de desilación</p> <p>MULTIFRAC Columnas complejas</p> <p>EXTRAC Extracción liq.-liq.</p> <p>ABSBR Absorbador/ Agotador</p>	
<p><b>Manipulación de corrientes</b></p> <p>DUPL Duplicador de corrientes</p> <p>MULT Multiplicador de corrientes</p>	

### **3.6 Soporte Computacional.**

El soporte físico (hardware) para ASPEN PLUS versión 8.5 es la siguiente:

1. Computadora personal con procesador 386 o 486 compatible con IBM.
2. 640 KB de memoria base.
3. 4 MB o más de memoria extendida, aunque es preferible utilizar 8 MB o más.
4. Coprocesador matemático.
5. Puerto paralelo.
6. 70 MB de espacio en disco duro.
7. Ratón para el uso de la interfase gráfica.

El soporte lógico (software) del cual se debe disponer son: el sistema operativo y los programas que constituyen el simulador. El sistema operativo debe de ser versión 3.3 o posterior. Los programas que conforman el paquete ASPEN PLUS son los siguientes:

- Aspen Plus para computadoras 386, lo cual contiene todas las rutinas para llevar a cabo la simulación
- Model Manager, que contiene la interfase gráfica, la cual permite crear los archivos de simulación.
- Programas compiladores y anexos, como son NDP-FORTRAN, Phar Lap 386/ASM/386 LINK y el DOS extender.

### **3.7 Interfase con el usuario.**

El lenguaje con el usuario incluye el medio por el cual la persona introduce su problema al simulador, los reportes de resultados, la documentación para el uso del sistema y las instrucciones para la interacción con otros programas.

El lenguaje de entrada debe incluir la información necesaria para llevar a cabo la simulación, la cual debe de estar de acuerdo con el diagrama de flujo en análisis. Esta información puede ser suministrada por diferentes medios. El primero es por medio del sistema gráfico Model Manager, el cual dispone de formatos y gráficas que permiten al usuario la entrada de la información de una manera amigable, señalando falta de especificaciones o errores en la entrada de datos. La segunda forma de entrada de datos es por medio de un archivo ASCII, el cual puede ser construido en cualquier editor de textos. Para la utilización de este formato de entrada se requiere usuarios con amplia experiencia en simulación, debido a que deben de manejar el código de entrada del simulador, así como todas las especificaciones necesarias para que se pueda llevar a cabo

la simulación. La ventaja de este sistema radica en que se puede vaciar la información de procesos grandes (más de 30 equipos) más rápidamente que por el medio gráfico, además de en el caso de usar el medio interactivo, conocer el lenguaje para accederlo.

Los reportes de resultados pueden generarse de las mismas dos formas, por medio del Model Manager o en archivos ASCII. Se pueden generar gráficos y tablas, las cuales pueden ser editados o impresos de manera directa o importándolo a un editor de texto, procesador de palabras, hoja de datos o sistema CAD, para dar un formato deseado.

La documentación para el uso del ASPEN PLUS se encuentra distribuida en diferentes manuales, con distintos grados de profundidad. A continuación se listan estos manuales:

- Model Manager and Aspen Plus, Installation and reference for the PC. Explica como instalar el simulador y como configurar la PC para su utilización.
- Aspen Plus User Guide. Contiene la información necesaria para el uso de ASPEN PLUS para procesos líquido-vapor típicos.
- Aspen Plus Electrolytes Manual. Es un suplemento de la guía de usuario para el modelado de procesos en donde intervienen electrolitos en solución acuosa y no acuosa.
- Aspen Plus Solids Manual. En el se encuentra la descripción de corrientes y operaciones unitarias en donde se manejan sólidos.
- Aspen Plus Interactive Simulation. Describe las propiedades y manejo de la simulación interactiva.
- Aspen Plus Data Regression Manual. Es una guía para el uso del sistema de regresión lineal de ASPEN PLUS.
- Aspen Plus Costing Manual. En el se encuentra la descripción del uso del sistema para la evaluación de costos, así como su simulación y reporte.
- Model Manager Getting Started and Tutorial for the PC. Inicia al usuario en el uso del Model Manager a través de tutoriales.
- Aspen Plus Guide to Physical Properties. Guía a los usuarios avanzados en el cálculo y uso de propiedades.
- Aspen Plus Notes on Interfaces and User Models. Describe la forma en que el usuario debe introducir sus propios modelos y subrutinas.
- Aspen Plus Stream Libraries and Insert Libraries. Describe como usar la biblioteca de corrientes para almacenar información entre diferentes corridas de una misma simulación.

ASPEN PLUS cuenta con formatos para la interacción con otros programas como bases de datos, hojas de cálculo y sistemas CAD/CAM.

## Capítulo 4.

### Plantas de desintegración catalítica.

A inicios de 1900, E.W. Grat y A.M. McAfee de la Gulf Oil Corp, mostraron los posibles beneficios de usar una reacción de desintegración catalítica para aumentar el rendimiento en la obtención de gasolina, experimentando con un catalizador de cloruro de aluminio. Sin embargo, fue hasta los años veinte, cuando A.J. Houdry inventó un proceso que podía ser comercial. En este proceso se usa un catalizador de sílica alúmina a alta temperatura para obtener gasolina a partir de los gasóleos.

El principal problema de este nuevo proceso era la regeneración del catalizador. El coque se deposita en el catalizador y bloquea los sitios activos de este. El coque puede ser quemado con aire, pero se libera una cantidad considerable de calor, y si no es removida, puede sinterizar o hasta fundir el catalizador. El catalizador en el proceso de Houdry era en camas fijas, y se usaba un ingenioso sistema por medio de sales fundidas para extraer el calor en la etapa de regeneración.

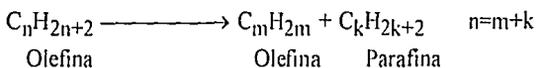
La primera unidad tipo Houdry con una capacidad de 20 000 bbl/d fue puesta en operación en 1936 por Socony Vacuum Oil Co.. Al mismo tiempo, Sun Oil colocó una planta de 15 000 bbl/d. La Standard Oil Development Co. (ahora Exxon Research and Engineering Co.) propuso un proceso más simple utilizando el catalizador pulverizado, el cual culminó en la creación del proceso del cracking catalítico fluidizado (FCC). La segunda guerra mundial aceleró la puesta en marcha de este proceso, y muchas empresas participaron en el desarrollo y refinamiento del proceso. Estas compañías incluyen a Standard Oil Development Co., Universal Oil Products, M.W. Kellogg Co., Texaco Development Co. y Shell Oil Co.. La primera unidad fue puesta en operación en 1942 por Standard Oil Co. Ya en 1945 había 32 unidades operando en varias refinerías.

## 4.1 Reacciones.

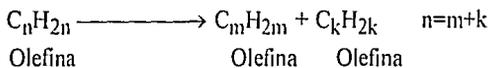
En las reacciones químicas de desintegración catalítica se lleva a cabo la ruptura de enlaces carbono-carbono de moléculas de hidrocarburos de cadena larga, produciendo moléculas de cadena más corta. Estas reacciones se llevan a cabo por medio del mecanismo de formación y transformación del ion carbonio principalmente. Ya que son endotérmicas utilizan altas temperaturas para favorecerlas.

Las reacciones que se llevan a cabo, son las siguientes:

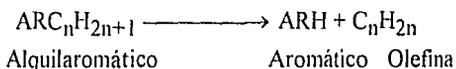
1. Rompimiento de parafinas para dar olefinas y parafinas más pequeñas



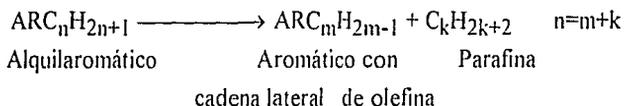
2. Rompimiento de olefinas que producen olefinas más pequeñas.



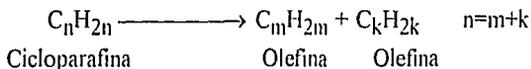
3. Desalquilación de alquilaromáticos.



4. Rompimiento del grupo alquilo de una molécula alquilaromática.



5. Rompimiento de cicloparafinas que producen olefinas.



Simultáneamente ocurren reacciones secundarias como:

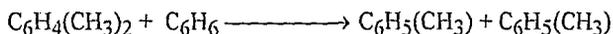
6. Transferencia de hidrógeno.



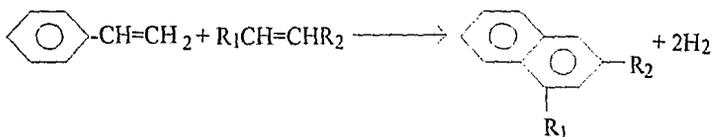
7. Isomerización



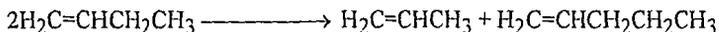
8. Transferencia del grupo alquilo.



19. Condensación



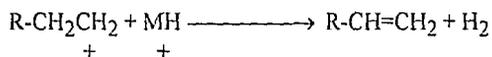
10. Desproporción de olefinas de bajo peso molecular.



Las reacciones de desintegración en condiciones industriales, no están limitadas por el equilibrio químico, es decir que si llegaran al equilibrio los hidrocarburos serían completamente degradados a carbón e hidrógeno. En cambio las reacciones secundarias solo llegan a cierto grado en condiciones industriales. Las reacciones de alquilación, hidrogenación de aromáticos y polimerización de olefinas ( menos la polimerización de etileno) no ocurren en grado apreciable. A pesar de haber reacciones exotérmicas como las isomerizaciones, y las de transferencia de hidrógeno, las reacciones endotérmicas de desintegración siempre predominan. Esto depende del tipo de carga, tipo de catalizador y condiciones de operación de la reacción.

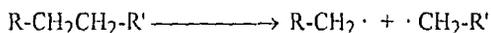


Las reacciones de deshidrogenación de naftenos causan la formación de aromáticos precursores de coque e hidrógeno, por medio del siguiente esquema.

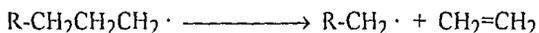


Este tipo de reacciones son catalizadas por metales pesados como níquel, cobre y vanadio.

La desintegración térmica se basa en el mecanismo de radicales libres. El paso de iniciación para este proceso es la ruptura homolítica de un enlace carbono-carbono.



Los radicales formados pueden dividirse para formar etileno y un radical primario. La regla empírica beta establece que la ruptura del enlace carbono-carbono ocurrirá en el enlace localizado en posición beta respecto al átomo de carbono que tenga el electrón desapareado.



El nuevo radical libre puede seguir dividiéndose para dar etileno y radicales libres más pequeños hasta llegar finalmente a un radical metilo, que puede interaccionar con otro radical metilo para dar etano o transformarse en metano.

### 4.3 Cinética.

Dada la gran variedad de los hidrocarburos que conforman los gasóleos, es difícil establecer una ruta única de reacción en la desintegración catalítica, por lo tanto también se tienen dificultades en el establecimiento de un modelo cinético adecuado. Para solucionar este problema se han propuestos modelos simplificados.

Uno de los modelos más simples es el de Weekman (1970), el cual propone que el gasóleo se convierte en gasolina, coque y gases, la gasolina a su vez se convierte en coque y gases. En este sistema se tienen que estimar tres constantes de velocidad con su correspondiente parámetro de desactivación. Se han propuesto modelos mucho más complejos, pero todos hacen la simplificación de considerar al gasóleo, la gasolina y el coque como entidades químicas, las cuales engloban una serie de compuestos. De esta

manera se considera que ciertos agrupamientos de moléculas siguen un curso de reacción específico con una velocidad de reacción global.

Todos estos modelos se basan en datos experimentales de los reactores industriales en funcionamiento y plantas piloto. La utilización de modelos complejos, no lleva a mejores resultados dado que la variabilidad de los datos de operación es muy grande; por lo tanto se justifica el uso de modelos simplificados para el diseño y operación de estos reactores.

#### 4.4 Catalizadores.

La desintegración catalítica a escala comercial comienza con la introducción del proceso Houdry, 1922 ( desintegración catalítica en lecho fijo), aunque anteriormente Mc Afee había desarrollado un proceso catalítico que empleaba cloruro de aluminio como catalizador, pero no tuvo éxito debido a la dificultad de recuperar el catalizador a partir del residuo.

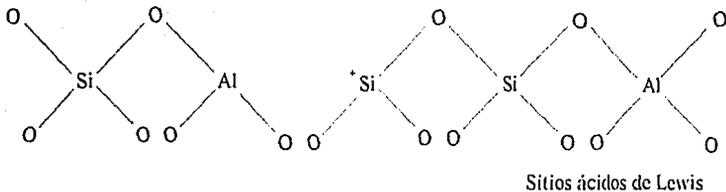
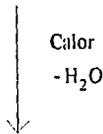
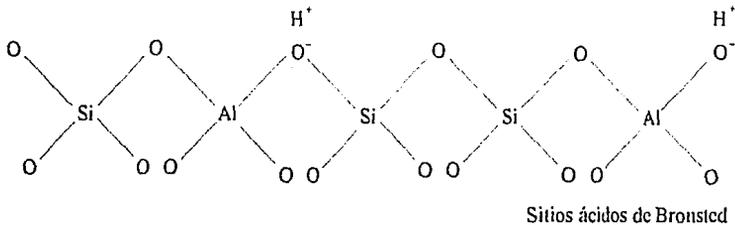
Houdry usaba arcillas aciduladas como catalizadores, las cuales fueron utilizadas hasta la década de los cuarentas. La actividad catalítica se debía a la alúmina, tetrahédricamente coordinada en la matriz de sílica-alúmina de la arcilla lixiviada con ácido. Debido a este descubrimiento la investigación se orientó al desarrollo de catalizadores sintéticos en base de sílica-alúmina. Por este procedimiento se obtuvo catalizadores de baja ( 13%  $Al_2O_3$  ) y alta ( 25%  $Al_2O_3$  ) cantidad de alúmina. Durante esta época también se descubrieron las ventajas del proceso en lecho fluidizado, que demostró mayores ventajas en cuanto a conversión, rendimiento y flexibilidad de operación.

En 1957, Charles Plank y Ed Rosinsky descubren el efecto catalítico de las zeolitas en la desintegración de fracciones del petróleo, lo cual vendría a revolucionar la industria petrolera. Las zeolitas, específicamente faujasitas X y Y, fueron incorporadas rápidamente a los catalizadores comerciales y entraron en aplicación en 1962, siendo desde entonces la base para los catalizadores en el proceso de desintegración catalítica de las fracciones más pesadas del petróleo.

Los catalizadores basados en zeolitas han evolucionado en base a las necesidades industriales, de tal manera aparecen los catalizadores adicionados con tierras raras, diseñados para mejorar la resistencia a la desactivación térmica; los catalizadores ultraestables orientados a producción de gasolinas con alto grado de octano; los catalizadores ultraestables adicionados con tierras raras, ideados para la producción de octano y alta conversión; el uso de matrices activas, para mejorar la conversión de

fracciones residuales y el uso de matrices especiales para mejorar la tolerancia a los metales.

Los catalizadores para la desintegración de gasóleos en lecho fluidizado, constan básicamente de un componente activo y una matriz. El componente activo está construido por un silicoaluminato cristalino denominado zeolita faujasita Y, el cual constituye entre el 10 y el 30% del peso del catalizador. Este componente es un mineral cristalino, identificado por Cronstedt en 1756; consiste de una red cristalina tridimensional de aluminosilicatos ordenados en forma combinada y homogénea, los aluminatos ( $\text{AlO}_4$ ) y silicatos ( $\text{SiO}_4$ ) se unen en forma tetraédrica por los vértices por medio de oxígenos. En el proceso de síntesis se generan sitios ácidos, los cuales son neutralizados por iones sodio. Para volver a activar estos sitios se elimina el sodio por medio de intercambio iónico, obteniéndose como resultado una zeolita con superficies ácidas de Lewis y Bronsted.



Los sitios ácidos permiten la formación del ion carbonio, el cual es indispensable para iniciar el mecanismo de desintegración de hidrocarburos.

La matriz del catalizador, la cual representa el otro 70 a 90% del peso del catalizador, está conformada por silicoaluminatos amorfos, los que tienen una

concentración menor de sitios activos, en comparación con la zeolita Y. Las funciones de la matriz son las siguientes:

- Soportar de una manera distribuida a la zeolita.
- Dar el tamaño adecuado de partícula para la fluidización.
- Minimizar la atrición y pérdida de la zeolita.
- Servir como medio de transferencia de calor.
- Absorber contaminantes ( V, Ni, Fe).
- Catalizar la desintegración a baja escala.

En el caso de catalizadores de alta estabilidad, se encuentra un tercer componente, las tierras raras ( principalmente lantano, neodimio, praseodimio y cerio), las cuales se encuentran como máximo en un 2.5% del peso del catalizador y cuya función es dar mayor estabilidad térmica.

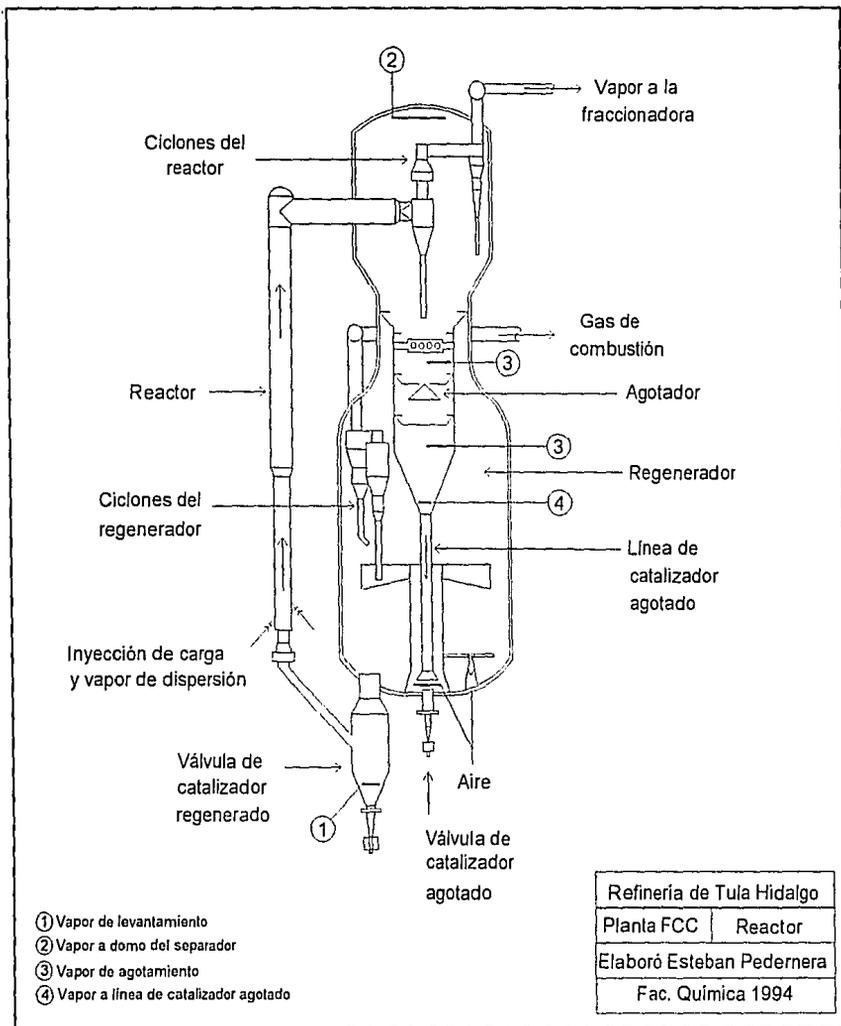
#### **4.5 Balance Térmico.**

En el reactor del proceso FCC, la fuente de energía para llevar a cabo las reacciones es generado por la combustión del coque producido. De manera que la comprensión del balance térmico en el sistema de reacción-regeneración, es fundamental ya que de este dependerá el rendimiento y la conversión de los productos.

El primer fundamento en el proceso de cracking catalítico es que la unidad deberá tender a mantenerse dentro del equilibrio térmico. Para esto la unidad sólo quema el coque suficiente para satisfacer los requerimientos de energía del sistema de reacción-regeneración. El coque proviene de diferentes fuentes, el sistema adapta constantemente estas fuentes para mantenerse dentro del equilibrio térmico. El coque quemado debe proveer el calor necesario para:

- Aumentar la temperatura de la carga y productos, desde la temperatura de precalentamiento de la carga de alimentación hasta la temperatura del reactor.
- Suministrar el calor endotérmico de la desintegración.
- Proveer el calor perdido a los alrededores, tanto del reactor como del regenerador.
- Aumentar la temperatura del aire de regeneración, desde la temperatura de descarga del soplador hasta la temperatura de los gases de combustión a la salida del regenerador
- Elevar la temperatura de las entradas auxiliares (como el vapor de agotamiento, vapor de dispersión), hasta la temperatura correspondiente a la salida.

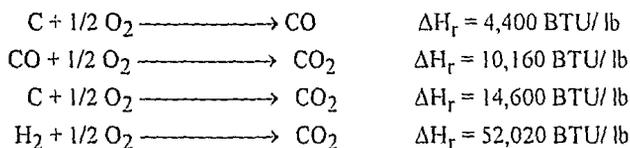
La energía producida en el regenerador resulta de las reacciones de combustión del coque producido y satisface los requerimientos energéticos del sistema. El material



que entra en combustión es una mezcla de coque producido por las reacciones de desintegración térmica y catalítica, más una mezcla de hidrocarburos pesados que son atrapados en los poros del catalizador más coque intrínseco a la carga.

La composición química del coque puede representarse como  $\text{CH}_n$  en donde  $n$  depende de la eficiencia del agotador, y el contenido adecuado de hidrógeno en el coque debe ser entre un 6% a un 8% en peso.

La cantidad de coque que se debe quemar es dependiente de los requerimientos de energía y el calor de combustión del coque. A su vez el calor de combustión del coque depende del contenido de hidrógeno y las cantidades de  $\text{CO}$  y  $\text{CO}_2$  producidos durante la combustión, siguiendo las siguientes reacciones



En general se puede considerar que el coque proviene de tres fuentes:

1. Coque catalítico. Este se produce a partir de las reacciones de policondensación y degradación de los hidrocarburos de alto peso molecular. A su vez se tiene dos diferentes posibilidades de producción.
  - Coque generado por la actividad catalítica, el cual aumenta con la conversión.
  - Coque generado por acción catalítica de los metales depositados sobre el catalizador, níquel y vanadio principalmente.
2. Coque residual de la carga. Este tipo de coque es independiente del grado de conversión y proviene de compuestos pesados, del tipo policíclico, los cuales se depositan sobre la superficie del catalizador. No es posible vaporizarlos o agotarlos, debido a su alto punto de ebullición y son quemados en el regenerador.
3. El coque por baja eficiencia del agotador. Estos compuestos son hidrocarburos, con intervalos de ebullición similares al aceite cíclico, que pasan al regenerador debido a un mal diseño o deficiente funcionamiento del agotador. El contenido de hidrógeno es relativamente alto, entre 14% y 16% en peso, por lo cual tienen un calor de combustión mayor al del coque convencional. El contenido de este coque debe mantenerse lo más bajo posible, debido a que al quemarlo se produce mayor calor, por esta razón se debe disminuir el flujo de catalizador circulante, causando entonces un menor rendimiento en el reactor. Cuando la eficiencia en el agotador es máxima, el coque de la circulación depende solamente de la tasa de circulación del catalizador.

## 4.6 Efectos de las variables de operación del reactor.

### Temperatura del reactor.

El aumento en la temperatura del reactor causa los siguientes efectos:

- Aumenta la conversión. Este efecto es ligero en el caso de las gasolinas. Mayor en el caso de los gases ( $C_3$  y  $C_4$ ) y el gas seco.
- Aumenta la relación catalizador/aceite y la temperatura del regenerador.

Una mayor temperatura en el reactor implica una mayor carga térmica, la cual es suministrada por una mayor proporción de circulación del catalizador.

### Flujo de alimentación.

El aumento o la disminución, en el flujo de alimentación, causan cambios de requerimientos de calor, por lo cual se debe alterar la proporción de recirculación del catalizador y la temperatura en el regenerador.

### Temperatura de precalentamiento de la carga.

El precalentamiento de la carga tiene un efecto fundamental sobre el equilibrio térmico. Al recibir una carga a mayor temperatura, causa un menor requerimiento de calor suministrado por el flujo de catalizador, aumentando la eficiencia del agotador, e incrementando los productos. En algunos casos, el material de construcción limita la temperatura de precalentamiento, pero el empleo de aceros inoxidable en los mismos, permite que el regenerador pueda trabajar con temperaturas de 750 °C, con lo cual se pueden dar temperaturas de precalentamiento de hasta 380°C.

### Actividad del catalizador.

Los efectos de la actividad del catalizador son las siguientes: Alta conversión, alto rendimiento de gasolina, bajo rendimiento en el hidrógeno y gas seco, además de baja producción de coque. En caso de catalizadores muy activos, se debe cuidar que no ocurra una sobredesintegración.

## **Calidad de la carga.**

El tipo de hidrocarburos que conforman la carga a la FCC son determinantes para la calidad y cantidad de los productos. Las cargas con alto contenido parafínico generan mayor cantidad de gasolina que las aromáticas. Las cargas que contienen isoparafinas producen más gasolina ligera de alto octanaje. La facilidad de desintegración para los diferentes tipo de hidrocarburos es la siguiente.

1. Olefinas
2. Isoparafinas
3. Naftenos
4. Parafinas
5. Aromáticos.

Otro factor importante en la carga a la planta son las cantidades de contaminantes presentes, ya que estos intervienen en la desactivación del catalizador. Los principales contaminantes son los metales como el vanadio, sodio, níquel y fierro, además de elementos como el nitrógeno. El sodio neutraliza los sitios ácidos del catalizador y forma mezclas eutécticas con la zeolita, al igual que el vanadio, destruyéndola. Además el resto de los metales pesados, actúa como catalizadores para las reacciones de deshidrogenación y de condensación de aromáticos. Los metales llegan a acumularse en los poros del catalizador restándole actividad. El nitrógeno básico envenena temporalmente al catalizador, dado que neutraliza los sitios ácidos, pero al quemarse en el regenerador la actividad del catalizador se restaura.

## **Relación de reposición del catalizador.**

Las pérdidas de catalizador y la desactivación del mismo obligan a tener un régimen de reposición del mismo muy delicado. La tasa de reposición afecta drásticamente la conversión y rendimiento del reactor. Si la reposición se realiza en forma masiva, se puede aumentar drásticamente la temperatura del sistema y se produciría una sobredesintegración, generándose mayor cantidad de gas seco y coque, lo que desbalancea el equilibrio térmico y puede llegar a provocar un paro en la planta. En el caso de reponer cantidades menores a la necesaria, se causan problemas de baja actividad, baja conversión total y puede llegar a producir problemas con el tamaño del gránulo del catalizador.

## Capítulo 5.

### Unidad de Desintegración Catalítica (FCC).

La planta de desintegración catalítica tiene una importancia fundamental en los esquemas de refinación, debido a que permite el aprovechamiento integral del petróleo crudo.

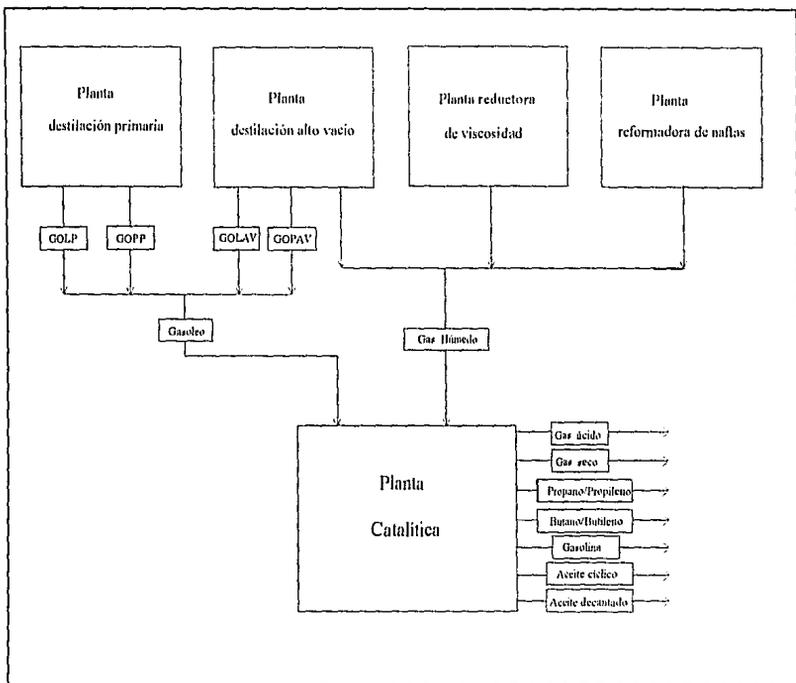


Fig. 8 Corrientes de entrada y salida de la planta FCC dentro de una refinería.

Dentro del esquema de una refinería la planta FCC recibe las corrientes de salida de varias plantas;

- Planta de destilación primaria. Las corrientes de gasóleo ligero del fondo de la agotadora y gasóleo pesado de una extracción lateral de la fraccionadora a presión atmosférica.
- Planta de destilación de alto vacío. Las corrientes de gasóleo ligero de vacío y gasóleo pesado de vacío de extracciones laterales de la fraccionadora al vacío .
- Planta reductora de viscosidad. La corriente de gas húmedo del separador de la torre fraccionadora.
- Planta reformadora de naftas. La corriente de gas húmedo del acumulador de la torre estabilizadora

La planta de desintegración catalítica, se ha diseñado para una carga nominal de 40,000 BSPD, de gasóleo virgen teniendo como productos: Gas seco desulfurizado para gas combustible, gas ácido para la recuperación del azufre, gas licuado propano-propileno, gas licuado butano-butileno, gasolina debutanizada, aceite cíclico y aceite decantado.

La corriente de entrada al reactor tiene las siguientes características: 70.73 °API y la curva de destilación D86,

% vol	Temp °F
0	100.4
10	122
50	210.2
90	303.8
100	374

Tabla 3.

Las especificaciones de las corrientes de salida se dan en la comparación de la simulación con los datos de diseño.

Esta planta consiste en un sistema convertidor catalítico-fraccionadora, sección de recuperación de vapores, sección de tratamiento con amina (DEA) para eliminar el H<sub>2</sub>S de las corrientes de gas seco y del C3-C4. Una unidad de extracción MEROX para

eliminar los mercaptanos de las corrientes de C3-C4 y una unidad de endulzamiento MEROX para gasolina.

Al final del capítulo 6, se encuentran los diagramas de la planta FCC.

## 5.1 Sección de desintegración catalítica.

El convertidor de desintegración tipo RISER consiste de un tubo elevador que es el reactor, un separador, un regenerador y los medios de transporte para la circulación del catalizador. El equipo auxiliar consiste de silos de almacenamiento que son usados para el almacenamiento del catalizador fresco y usado, el soplador de aire, el calentador de aire, la cámara de orificio para los gases del regenerador, las tanques de sello de agua y la caldera de CO.

La carga de gasóleo fresco es bombeada a través de cambiadores de calor y un calentador para adquirir la temperatura requerida. A la carga caliente que sale del calentador se le agrega a la recirculación y el conjunto se manda al elevador de desintegración.

En la parte inferior del elevador, la carga se mezcla con vapor de dispersión y todo esto se alimenta al elevador a través de un juego de seis boquillas localizadas perimetralmente. En el elevador el aceite se junta con el catalizador regenerado proveniente de la "bota" y el vapor de fluidización lateral. El catalizador caliente vaporiza la carga y la lleva a la temperatura de reacción, proporcionando el calor necesario para la desintegración.

La mezcla de catalizador y vapores fluye en forma ascendente a través del elevador, efectuándose la reacción de desintegración. El elevador termina en la parte inferior de la cámara de separación. En este lugar ocurre una separación burda del catalizador y de los vapores mediante un reparador ranurado.

Los vapores de hidrocarburos desintegrados, inertes, vapor de dispersión y el vapor de agotamiento del catalizador, fluyen hacia la parte superior del separador y sale a través de cuatro juegos de ciclones de dos pasos. El catalizador que es arrastrado por los vapores es separado en los ciclones retornando al fondo del separador. Los vapores fluyen del separador a la fraccionadora.

El catalizador agotado que contiene el carbón formado durante la reacción de desintegración pasa a través de un cono dentro del agotador de catalizador gastado donde fluye este a contracorriente con vapor de agotamiento para eliminar los hidrocarburos que han quedado atrapados en el catalizador.

El catalizador agotado se lleva luego al primer paso de regeneración donde el carbón depositado durante la desintegración se quema para alcanzar un contenido muy bajo de carbón en el catalizador regenerado. Aquí se quema el 80% del carbón para luego fluir hacia el segundo paso, donde se quema el resto del carbón a temperaturas más elevadas, dependiendo de la operación.

El gas effluente de la combustión del carbón asciende a un juego de ciclones donde se detiene el catalizador arrastrado y retornándolo a la cama del catalizador. Estos gases son enviados a la caldera de CO, donde se produce vapor y además se enfrían los gases de combustión que son arrojados a la atmósfera.

## **5.2 Sección de fraccionamiento.**

Los vapores effluentes del reactor consisten de hidrocarburos desintegrados catalíticamente, vapor y gas inerte, los cuales entran por el fondo a la fraccionadora y fluyen a través de cinco baffles y 20 platos.

El calor disipado de la fraccionadora por la recirculación de fondos es usado para precalentar la carga fresca y generar vapor de presión media. Se inyecta vapor al fondo de la fraccionadora en el residuo líquido, para prevenir un asentamiento de catalizador y agotar los hidrocarburos ligeros del residuo.

El aceite decantado se extrae de la parte superior de un asentador de lodos y se bombea a límite de baterías después de ser enfriado en un intercambiador de calor y un enfriador por aire. La extracción en el plato 18 suministra el calor para el rehervidor de la debutanizadora y precalentar la carga fresca.

El aceite cíclico se extrae del plato 14 y es agotado con vapor en la torre agotadora y los vapores del domo del agotador retornan a la fraccionadora, arriba del plato de extracción. El producto del fondo del agotador es enfriado intercambiando calor con la carga fresca y con un enfriador por aire.

El aceite cíclico no agotado se extrae del plato 5 y retorna al 3 de la fraccionadora, el cual se usa para calentar la depropanizadora (DA-108) y la agotadora (DA-105), y parte se extrae como aceite de absorción, para el agotador secundario (DA-104).

Los vapores del domo se condensan, obteniéndose corrientes de vapores, hidrocarburos líquidos y agua amarga. La corriente de los vapores fluye al compresor de gas en la sección de recuperación de vapores y el agua amarga se manda al sistema de aguas amargas. Parte del hidrocarburo líquido se utiliza como reflujo al plato del domo de la torre fraccionadora para control de temperatura.

### 5.3 Sección de recuperación de vapores.

Los vapores del acumulador de hidrocarburos líquidos de la fraccionadora van a un compresor centrífugo de dos pasos, movido por una turbina de vapor. Los dos pasos de compresión están provistos para alcanzar la presión de descarga requerida, con un mínimo de potencia. El agua de lavado se inyecta a la entrada del enfriador entrepasos donde los vapores se condensan y se separan en el acumulador entrepasos. Las aguas amargas se drenan. Los hidrocarburos condensados son bombeados para unirse en la descarga del segundo paso. Los vapores del acumulador de entrepasos son comprimidos en el segundo paso del compresor. Se inyecta agua en la corriente de descarga del compresor.

Los vapores del domo y la gasolina rica del absorbedor primario se unen a la descarga de los vapores del compresor y fluyen a través de un condensador de alta presión hacia el separador de alta presión (FA-109). Esta condensación a alta presión constituye una etapa de equilibrio con el enfriamiento y aumenta la eficiencia de recuperación del sistema absorbedor-agotador.

El líquido del destilado del domo de la fraccionadora se junta con el parte de la gasolina pesada de los fondos de la depentanizadora y la corriente combinada fluye como aceite de absorción al plato 1 del absorbedor primario (DA-103). Esta torre esta montada directamente encima de la agotadora con una tapa que divide las dos secciones. Esta absorbedora recupera la mayor parte de propanos y butanos de los vapores que salen del separador de alta presión.

El gas seco del absorbedor primario (DA-103) se alimenta al absorbedor secundario (DA-104) en el que se recuperan cantidades adicionales de hidrocarburos ligeros, inclusive arrastres de gasolina de absorción primaria. El aceite cíclico ligero no agotado proveniente la fraccionadora sirve como aceite de absorción después de haber intercambiado calor con el retorno de aceite rico y enfriado con agua. Después de haber sido calentado por el intercambio de calor con el aceite de absorción, el aceite rico retorna a la fraccionadora donde los gases absorbidos se desprenden y son recirculados al compresor.

El gas seco del absorbedor secundario fluye al sistema de gas combustible después de habersele eliminado el  $H_2S$ . Como se describe en la sección de tratamiento con amina.

Los hidrocarburos líquidos del separador de alta presión se bombean al plato superior del agotador. Esta torre equipada con un intercambiador de calor, sirve para controlar el contenido de  $C_2$  en el producto del gas licuado propano y su flujo de fondos

que representa el total de líquidos recuperados en el sistema. El intercambiador de calor de la agotadora intercambia el calor con la recirculación de aceite cíclico no agotado de la fraccionadora.

El producto de los fondos del agotador alimenta a la debutanizadora después de haber sido calentada con el producto de fondo de la debutanizadora. La torre debutanizadora se recalienta con la circulación de fondos de la fraccionadora. El reflujo y la corriente neta de vapores del domo se condensan totalmente y esta se bombea a tratamiento. Los fondos de la debutanizadora se enfrían con la carga a esta torre, después pasa a la depentanizadora.

La depentanizadora funciona condensando todo al vapor por medio de un enfriador por aire y es recalentada con vapor, del separador de la depentanizadora se extrae gasolina ligera la cual se enfría en un intercambiador con agua de enfriamiento y se manda posteriormente a tratamiento. En el fondo se obtiene la gasolina pesada la cual se enfría en un intercambiador de calor, después sirve para precalentar la alimentación a la depropanizadora. Se enfría aun más con agua de enfriamiento y parte se recircula para alimentar, junto con el líquido del destilado del domo de la fraccionadora, al absorbedor primario. El resto de la gasolina pesada se envía a tratamiento.

El producto propano-butano del domo de la debutanizadora se pasa a través de la sección de tratamiento con amina para eliminarle el  $H_2S$  y después pasa a la unidad de tratamiento MEROX para eliminar los mercaptanos. De la unidad MEROX, la corriente de propano-butano entra al tambor de balance de carga de la depropanizadora.

La corriente de C3-C4 del tambor es bombeada a precalentamiento con la gasolina pesada de la depentanizadora y se alimenta a depropanizadora. El reflujo y el producto neto del domo son totalmente condensados y el producto neto de propano-propileno, se manda a un tanque de almacenamiento, para posteriormente mandarlos a la torre propano/propileno. El producto de fondo, el cual es butano, se manda a almacenamiento después de pasar a través de un enfriador.

#### **5.4 Sección de tratamiento con amina (DEA).**

El gas seco del domo del absorbedor secundario fluye al tanque separador para eliminar cualquier cantidad de aceite de absorción que fuera arrastrado, lo cual causa espumamiento de la solución de DEA, para después ponerse en contacto con una solución de DEA en un contactor empacado. El gas efluente, ahora se encuentra libre de  $CO_2$  y  $H_2S$ , para poder mandarse al sistema de gas combustible.

La corriente líquida de C3-C4 del domo de la debutanizadora entra al fondo de un contactor empacado e inundado y fluye a contracorriente con una fase continua de DEA. El gas licuado dulce fluye por el domo a un tambor separador el cual elimina la DEA arrastrada, para en seguida pasar al tratamiento MEROX.

La DEA rica fluye de la base de cada contactor a un tambor separador de hidrocarburos y DEA. La DEA sin ligeros se filtra y fluye a un cambiador de amina pobre vs amina rica antes de que esta sea vaporizada en el regenerador de DEA. En esta torre la DEA rica se libera de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  incorporados por la solución en los dos contactores.

El medio de calentamiento en el intercambiador de calor del regenerador es vapor de media. El vapor de agotamiento remueve los vapores de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  incorporados. La solución de DEA pobre sale por el fondo del regenerador y es enfiada por intercambio de calor con solución de DEA rica y enfriamiento con agua antes de ser bombeada nuevamente a los dos contactores. Los vapores del domo de la regeneradora se condensan pasando luego a un tambor separador, en el cual el agua condensada es colectada y bombeada a la etapa superior como un reflujo para lavar los arrastres formados durante la vaporización de la solución de DEA rica en el plato 3. Los vapores del tambor separador constituyen el producto de gas ácido y fluyen al límite de batería para su posterior recuperación de azufre.

## Capítulo 6.

### Simulación de la planta de desintegración catalítica.

#### 6.1 Pasos a seguir en una simulación.

La información requerida para el desarrollo de una simulación, es contenida en los siguientes puntos.

- Definición del problema
- Selección de unidades
- Selección de componentes
- Elección de los modelos termodinámicos
- Especificación de la topología del proceso
- Determinación de las corrientes de corte y secuencia de cálculo
- Definición de las corrientes de alimentación y de corte
- Elección del modelo a utilizar para cada operación unitaria
- Especificación de los parámetros de cada modelo
- Selección de los métodos de convergencia para las corrientes de corte.
- Especificaciones de diseño.

Dependiendo de la información disponible y el grado de análisis que se requiera, se desarrollan diferentes grados de profundidad en una simulación. Por lo que siempre es recomendable empezar con modelos simples y a medida que se van detectando las dificultades y encontrando los medios para salvarlas, empezar a complicar el sistema. Muchas veces el instinto inicial es el de utilizar el modelo más riguroso, pero por causas como malos estimados iniciales, modelos termodinámicos que no representan correctamente el sistema, mala elección de los parámetros para

un modelo, etc., no se puede llegar a una convergencia del sistema en general o de modelos principalmente en torres de destilación. De tal manera que se requiere realizar un proceso iterativo, en el cual se va aumentando lo riguroso del análisis hasta llegar a generar información que tenga la suficiente confiabilidad para la realización del diagrama de proceso y el posterior dimensionamiento de los equipos. Todo esto depende también del entrenamiento del usuario y los conocimientos que se dispongan del proceso.

## 6.2 Definición del problema.

En base a la información de operación o de diseño del proceso, se realiza la elección de la parte del proceso o subsistemas los cuales van a ser simulados. Para nuestro caso la planta FCC se podría separar en varios sistemas:

- Reactor/Regenerador
- Fraccionamiento
- DEA y MEROX

Por la complejidad del sistema y su extensa integración térmica, se simuló el fraccionamiento, y se diseñó en base a torres ya existente una torre de propano/propileno, para una pureza de 0.996% mol de propileno y una recuperación de propileno del 95%.

El reactor-regenerador no es considerado en la simulación, ya que su simulación es complicada y para realizarlo, se tendría que realizar una subrutina en FORTRAN. Por lo que en la simulación se toma como entrada, el efluente del reactor, respetando el precalentamiento que tiene la corriente de entrada al reactor, en los intercambiadores de calor EA-106, EA-104 y en caso necesario con los intercambiadores del fondo de la fraccionadora a través de las corrientes de interconexión IC-5 y IC-6. En cuanto a los procesos de DEA y MEROX, se simuló únicamente como un separador, con el fin de poder realizar los cálculos de la depropanizadora y la torre propano/propileno.

Los equipos fueron simulados independientemente, utilizando los modelos menos integrados, para tener un mejor análisis del proceso. Los únicos que no fueron simulados independientemente, para reducir el número de corrientes de corte y acelerar la convergencia fueron, el generador de vapor del fondo de la fraccionadora DA-101, el agotador de la fraccionadora, (ASPEN dispone del modelo MULTIFRAC, que permite el cálculo de torres complejas), el condensador de la torre DA-106 y DA-108 y el rehervidor de la torre DA-107. El rehervidor y los condensadores las torres DA-107, DA-106 y DA-108, son operados con vapor y agua de enfriamiento respectivamente por las temperaturas

a las cuales se operan. De modo que dejarlos incluidos en los modelos de RADFRAC, es factible, ya que usan servicios y no corrientes de proceso para su operación.

### 6.3 Selección de unidades.

Las unidades seleccionadas fueron las de ingeniería, por disponerse toda la información en ese formato. Esto se realizó por comodidad en el caso de las comparaciones entre los datos de la simulación y los de diseño, ya que ASPEN tiene la opción de suministrar datos y reportar resultados en cualquier tipo de unidades. Los flujos volumétricos de algunas corrientes de productos fueron reportados en barriles estandar por día (C20 de aceite cíclico ligero, C25B fondos de la fraccionadora, C60F gasolina ligera, C65E gasolina pesada).

### 6.4 Selección de componentes.

Para poder realizar una simulación se tienen que especificar todos los compuestos que se encuentran o se generan por reacciones en el proceso. En nuestro caso se tiene una mezcla compleja de componentes, esto se debe a la diversidad de productos generados durante la reacción de desintegración catalítica. Los componentes ligeros se simularon como componentes totalmente caracterizados, ya que se disponía su composición y su fórmula molecular. En el caso de los pentanos en adelante se simularon generando pseudocomponentes. Esto se realiza por medio de correlaciones en base a curvas de destilación y los grados API, en nuestro caso se utilizó una curva D86, (el simulador dispone de otro tipo de curvas de destilación D1160, TBP, etc.), se generaron un juego de 34 pseudocomponentes. Estos pseudocomponentes tienen un manejo similar a los componentes normales, pero no pueden ser simulados en reacciones. La cantidad de pseudocomponentes generados depende de los intervalos que desee el usuario generar, para los cortes utilizados se utilizaron los recomendados por ASPEN para este tipo de procesos.

La información de las curvas de destilación, para generar el efluente del reactor, son datos de operación de plantas FCC en operación, ya que esta información no está detalladamente especificada en los datos de diseño, debido a que depende de la forma de operación del reactor y de las cargas a este. En cuanto a la composición de los ligeros, se tiene información de diseño, apoyada en el caso de la proporción etano/etileno, propano/propileno de los datos de operación.

## 6.5 Elección de modelos termodinámicos.

Una de las grandes ventajas de ASPEN, es la capacidad de manejar varios modelos termodinámicos dentro de una simulación. Lo cual nos permite evaluar cuales son los mejores modelos, y aplicarlos en diferentes equipos.

Los modelos termodinámicos utilizados en la simulación fueron: Redlich-Kwong-Soave (SYSOP3) y Peng-Robinson (SYSOP4). La primera ecuación de estado se seleccionó debido a que se trata de un sistema de hidrocarburos, además de disponerse de un banco de parámetros binarios.

Para el cálculo de la entalpía en el caso de los pseudocomponentes se utilizó el método de caracterización de Lee-Kesler, el cual fue ajustado para fracciones pesadas y ligeras de petróleo. Este método presenta mejores resultados que otros métodos como el de Watson, Cavett, Hopke-Lin en el cálculo de la entalpía. (Lima P.A., et. al., 1988)

Para el cálculo de el volumen del líquido, viscosidad y tensión superficial, se utilizaron los métodos recomendados por API. Estos valores son de suma importancia en el dimensionamiento de las torres de destilación. Para el cálculo del volumen del líquido se utilizó la correlación en base a la figura del API 6A3.5 (API Technical Data Book - Petroleum Refining, 4a. edición). En el cálculo de la viscosidad se usa la correlación en base a los procedimientos de API y las figuras 11A4.1, 11A4.2 y 11A4.3 (API Technical Data Book - Petroleum Refining, 4a. edición). La tensión superficial es en base al procedimiento API 10A3.2 (API Technical Data Book - Petroleum Refining, 4a. edición).

Para el sistema agua-hidrocarburos la fase de agua líquida, si está presente se considera en la simulación como si constara de una fase de agua líquida pura. Para determinar cuando la fase líquida está presente, al igual que la cantidad de agua en cada fase, se necesitan las K de equilibrio del agua en las dos fases. Los modelos de ASPEN PLUS contienen valores para K dada la temperatura, presión, y composición del vapor y la fase líquida orgánica. Estos valores no solo sirven para obtener buenos resultados en el caso de presentarse el agua en fase líquida, sino también para el cálculo en los agotadores por medio de vapor. El modelo utilizado fue el SOLU-WATER número dos.

Para el cálculo de todas las propiedades de la torre propano/propileno se utilizó la ecuación de Peng-Robinson con sus respectivos parámetros binarios, ya que no se presentan en esta etapa del proceso fracciones de petróleo, ni componentes pesados. Tampoco hay presente agua, por lo que tampoco se utilizó el modelo para el sistema agua-hidrocarburos.

## 6.6 Especificación de la topología del proceso.

Unos de los primeros trabajos que se realizan cuando se va a realizar una simulación, es el paso de la secuencia del diagrama de procesos, a una matriz de simulación. Esta matriz consta de bloques que representan las operaciones unitarias del proceso. No necesariamente todos los equipos de un diagrama de procesos son equivalentes a un bloque en la simulación, este es el caso, de los separadores y mezcladores, los cuales deben de ser simulados como equipos. Además los simuladores cuentan con equipos integrados, esto es el caso de torres de destilación. Los modelos de torres de destilación pueden hacer el cálculo integrado de rehervidor y condensador en un solo bloque, la ventaja de esto es que la convergencia del modelo es sumamente rápida y no necesita corrientes de corte, que en caso de un torre de destilación con rehervidor y condensador sería de dos corrientes. El principal problema de utilizar este tipo de modelos integrados es que en caso de tener intercambio de calor con una corriente de proceso, no se puede calcular el equipo correspondiente. Además de que este modelo no permite el cálculo riguroso de este tipo de equipos (rehervidor y condensador), aunque este se puede realizar externamente a la simulación.

Una vez identificados y definidos los bloques a utilizar se procede a la numeración de corrientes. Las corrientes que se numeran son todas las que entran y salen a los equipos, esto marca una diferencia entre la numeración de los diagramas de proceso y los de simulación, ya que en los de proceso solo se numeran las corrientes en las cuales se tiene un cambio de composición.

## 6.7 Determinación de las corrientes de corte y secuencia de cálculo.

En el caso de tener ciclos de recirculación, se deben de dar corrientes de corte para poder converger el proceso. Las corrientes pueden ser suministradas por el usuario o ser seleccionadas automáticamente por el simulador. En la mayoría de los casos es mejor que el usuario de las corrientes de corte, ya que al tener conocimiento del proceso, puede escoger las corrientes donde se tenga mejor información. De otra manera el simulador, encontrará el mínimo de las corrientes de corte en base a procedimientos matemáticos.

Las corrientes de corte que se seleccionaron para la simulación fueron las siguientes:

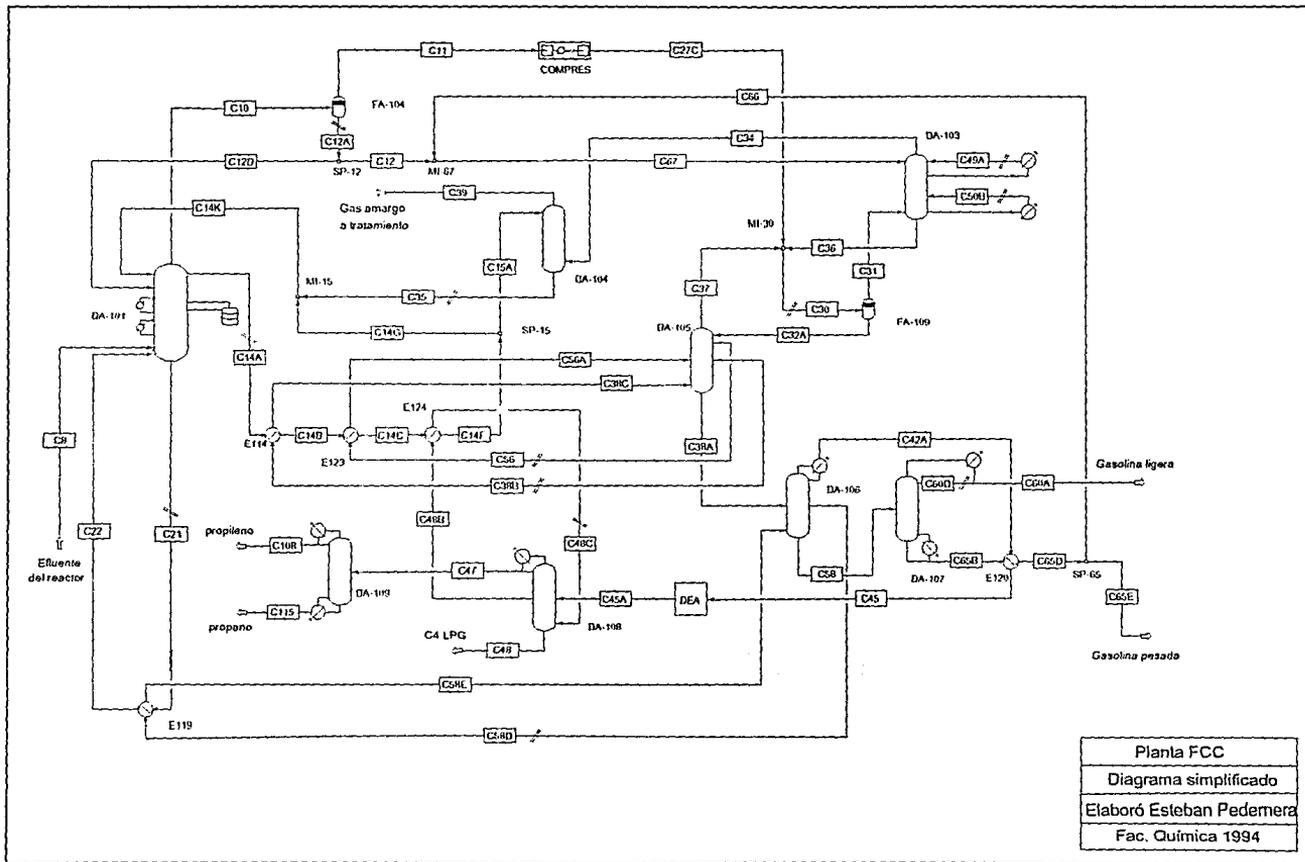
- C30 entrada al flash FA-109
- C14A entrada al intercambiador E114
- C49B entrada a la bomba GA-E27

- C50A entrada a la torre DA-103
- C12A entrada al separador de corrientes SP-12
- C35 entrada al intercambiador E103
- C56 entrada al intercambiador E123
- C38B entrada al intercambiador E114
- C58D entrada al intercambiador E119
- C21 entrada a la bomba GA-107
- C60D entrada a la torre DA-107
- C48C entrada a la torre DA-108

Las corrientes de corte C49B, C50A, C56, C38B, C58D, C60D y C48C corresponden a los ciclos generados al calcular las torres con reboiler y condensador separados, además de requerirse para el cálculo del intercambio de calor entre corrientes de proceso. La corriente C12A, corresponde al ciclo del condensador de la fraccionadora, mientras que la C14A y C21 son generadas por los enfriadores laterales. Además la C14A y C21 son necesarias por los ciclos generados por el intercambio de calor con otras corrientes. La corriente C30 se necesita para romper el ciclo generado entre la torre DA-103/DA-104 y la DA-101. Por último la corriente C35 tiene la función de alterar la secuencia de cálculo, para que la primera torre que se converja sea la fraccionadora (DA-101), lo cual le da más estabilidad en las iteraciones iniciales en caso de proponerse cambios en las condiciones de esta torre o tener muy malos estimados iniciales. Si se elimina esa corriente de corte la secuencia de cálculo cambiará y comenzará el cálculo con la torre DA-105.

La secuencia de cálculo usada fue la siguiente:

```
MIX1 >>Wegstein1 >>Secante1 SP-12 GA-103 V-12 GA-107 E119 EA-106 V-22 E114
E123 $E124H01 SP-15 GA-119 $E103H02 MI-15 $E103HTR EA-116 >> Secante2
DA-101 Secante2 << Secante1 << EA-101 EA-102 FA-104 GB-101 MI-62 EA-115
FA-107 GB-102 GA-112 MI-27 GA-105 GA-E27 EA-113 FA-109 GA-113 DA-105
SP-38 V-38 $E161H01 >> Secante3 DA-106 SP-58 Secante3 << SP-58B $E161HTR
MI-58 V-58 >>Broyden1 DA-107 EA-133 GA-121 SP-60 V-60 Broyden1<< GA-122
EA-109 $E120H02 EA-121 SP-65 MI-67 DA-103 DA-104 MI-37 MI-30 EA-126
GA-E26 EA-127 Wegstein1 << EA-134 GA-110 EA-107 GA-106 EA-104 DEA
GA-120 $E120HTR >> Broyden2 DA-108 SP-48 $E124HTR Broyden2 <<
```



Los bloques de convergencia (Wegstein y Secante) iteran hasta llegar a cumplir la tolerancia en las corrientes de corte y las especificaciones de diseño. El bloque de convergencia comienza con el nombre del bloque antecedido por >> y acaba con el mismo nombre seguido por <<. Los equipos que quedan en cada bloque son calculados de manera secuencial.

Para reducir el número de corrientes de corte, se usan los bloques MHEATX. Este modelo sirve para simular el intercambio de calor entre dos o más corrientes. El método de cálculo es generar dos o más intercambiadores separados, y cuando se tiene la información de ambos, genera el resultado del intercambiador de calor entre las dos corrientes de proceso. Esto se representa en la secuencia de cálculo, para el bloque E103 primero se calcula un enfriador/calentador (HEATER) representado como \$E103H02, este es un equipo temporal, y después el intercambiador final \$E103HTR para cuando ya se tiene la información de las dos corrientes y se puede hacer el cálculo riguroso.

## **6.8 Definición de las corrientes de alimentación y de corte.**

Uno de los problemas en la simulación de la planta FCC, es la de determinar la corriente de entrada a la fraccionadora principal. Datos de operación no se disponen ya que tomar muestras de esta corriente es sumamente peligroso (se encuentra a 970°F). Una manera de determinarla es en base a todos los productos que se obtienen al final del fraccionamiento en la planta. En el caso de los ligeros se tiene información componente por componente, los cuales se encuentran en la corriente C8A de la simulación. Para el caso de pentanos en adelante solo se disponen de curvas de destilación. Con la información de las curvas de destilación, grados API, y flujos de las diferentes fracciones (Gasolina, Aceite cíclico, fondos de la fraccionadora), se usa el BLEND, el cual genera una nueva curva de destilación. Esta curva nueva de destilación representa la mezcla de todas las fracciones que se obtienen en el fraccionamiento (corriente C8 en la simulación). Las corrientes C8A (ligeros) y la C8 (pentanos en adelante) se unen en un mezclador y se alimentan a la fraccionadora principal, por medio de la corriente C8B. Generando de esta manera el efluente del reactor, la cual es la corriente de alimentación. Se presenta en la tabla los resultados de la curva de destilación D86 para la corriente C8.

% vol	Temp °F
0	114.9
10	163.4
50	326.4
90	677.4
100	916.6

Tabla 4.

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

Las corrientes de alimentación al igual que las de corte, deben tener la siguiente información: nombre de la corriente, flujo de cada componente (si se omite se considera cero) y condiciones de la corriente, y estas son la presión y temperatura, presión y fracción de vapor, temperatura y fracción de vapor. En las corrientes de corte además de flujo de los componentes definidos, se suministran los flujos para cada pseudocomponente, de manera de tener mejores estimados para la simulación.

### 6.9 Elección del modelo a utilizar para cada operación unitaria.

Para especificar el modelo adecuado para un determinado equipo, se tiene que tener en cuenta los modelos disponibles y la profundidad del análisis que se requiere. Sin embargo, hay algunos equipos los cuales por su simplicidad, pueden ser simulados con un solo modelo, esto es el caso de un flash (FLASH2 o FLASH3 en caso de tener dos o tres fases), una bomba (PUMP) o un intercambiador de calor contra servicio (HEATER).

En el caso de las columnas de destilación se disponen de varios modelos, para esto se usa generalmente una torre sin el cálculo del condensador y el rehedvidor. El cálculo del rehedvidor y el condensador se hacen como equipos independientes con modelos como HEATER, si el calor es provisto por los servicios o por HEATX si dispone el calor por medio de otra corriente de proceso. Otra posibilidad es cuando se tienen columnas complejas (dos o más columnas interconectadas), esto se puede simular como dos modelos de RADFRAC o por el modelo MULTIFRAC.

Cuando se realiza una simulación de una planta compleja, no se puede utilizar desde el inicio los modelos más complejos para el cálculo de los equipos. Esto es debido a que normalmente los estimados iniciales extraídos de diagramas de proceso no son los suficientemente precisos para tener una buena convergencia o están incompletos en

algunas corrientes. La información de cargas en el condensador y rehervidor de una torre son poco confiables, generalmente están sobrados. De tal manera, el primer paso es realizar la simulación de la planta completa por medio de modelos simples, por ejemplo, usar torres de destilación con condensador y rehervidor integrados, en el caso de tener intercambio de calor entre dos corrientes de proceso usar para cada una HEATER con la misma carga de calor en vez de un HEATX. Esto nos permite tener mejores estimados iniciales. Además por tener una convergencia sumamente rápida y estable nos permite probar diferentes modelos termodinámicos y métodos de convergencia para determinar cual es el más adecuado, sin consumir demasiado tiempo. Una vez terminada se pasa a utilizar los modelos más rigurosos, esta última versión es la que se presenta más adelante.

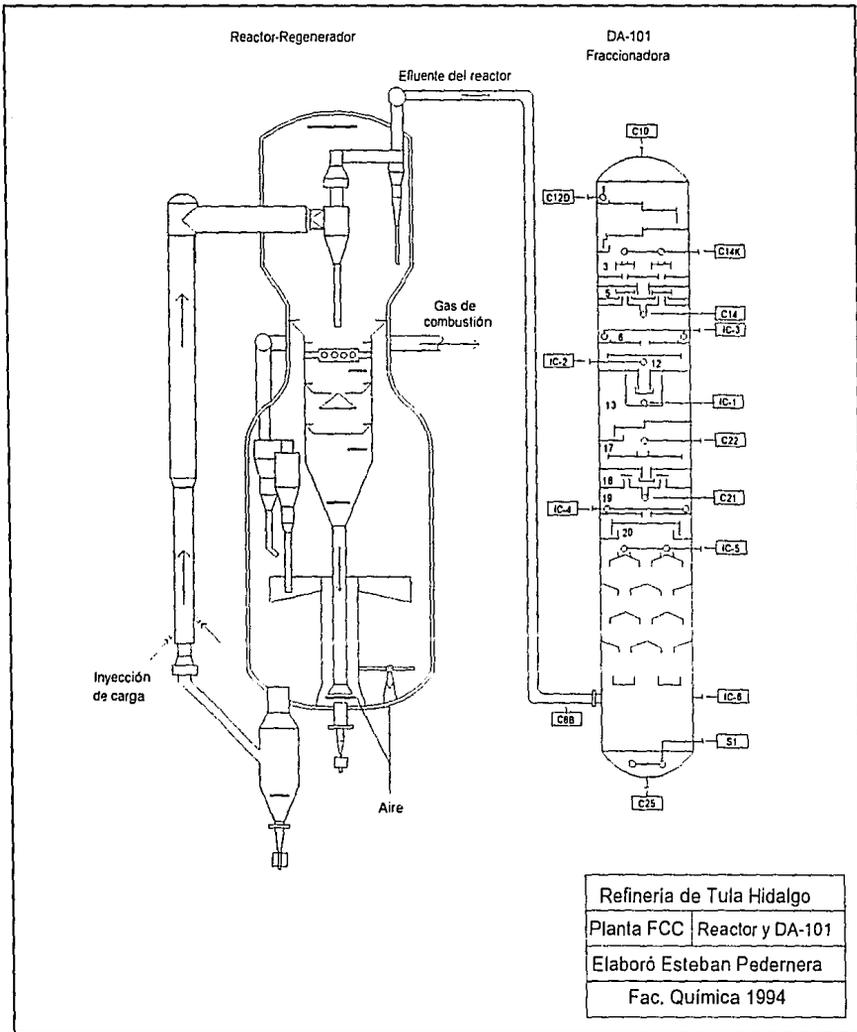
### **6.10 Especificación de los parámetros para cada modelo.**

Los parámetros que se deben definir para cada modelo, son determinados por los grados de libertad, por ejemplo en el caso de un flash a dos fases, se requieren dar dos de los siguientes parámetros en cualquier combinación; temperatura, presión y fracción de vapor.

En general para los intercambiadores de calor con servicio externo se especifica la presión de salida o la caída de presión en el equipo, y la temperatura de salida. En el caso de ser un rehervidor o un condensador de una torre de destilación como equipos externos, es más estable en el momento de la convergencia usar la carga térmica del intercambiador o la fracción de vapor según sea el caso. En el caso de tener intercambio de calor entre dos corrientes de proceso, se dan las presiones o caídas de presión para las dos corrientes y la temperatura de salida de una de ellas. Aunque también se puede utilizar la carga térmica si se tienen datos confiables al respecto.

Para la simulación de flash a dos fases, se utiliza generalmente un flash adiabático, aunque también se pueden especificar como isotérmicos. Para bombas y compresores solo se especifica la presión de salida, aunque en caso necesario se pueden cambiar las eficiencias tanto mecánica como politrópica. En caso de los mezcladores se puede dar la presión de salida si se desea, pero se considera que la caída de presión es despreciable, por lo que raras veces se da este dato. En caso de separadores de corrientes se da el flujo para  $n-1$  de las corrientes de salida, también se puede dar la caída de presión si se necesita.

Las torres de destilación, requieren un análisis más profundo para la determinación de los parámetros que se deben de especificar. Sin embargo, si se calcula sin rehervidor ni condensador, la única especificación para el modelo de RADFRAC es carga térmica en el



primer y último plato igual a cero y flujo total de vapor en la salida del primer plato. Además se tiene que dar presión en el primer y en el último plato. Si se usa el algoritmo para estimado del perfil inicial de temperatura (CRUDE), es necesario dar la temperatura en el primer y último plato. Se deben de especificar los platos de entrada y de salida para las corrientes del módulo, mínimo debe haber una salida en el plato uno y otra en el último plato. Si no se tiene condensador o rehervidor debe haber una corriente de entrada de líquido en el primer plato o una de vapor en el último, o ambas, según sea el caso. También es común las salidas laterales, para las cuales se tiene que especificar el flujo de salida y el plato de extracción.

La otra posibilidad para una torre de destilación es cuando se tiene condensador o rehervidor incluido. Para escoger los parámetros, se usan en el caso de tener condensador, la relación de reflujo o el flujo de destilado, otra opción es dar el flujo de líquido al primer plato, si se tiene este dato. Para el caso del rehervidor se usa el flujo de fondos en la mayoría de los casos. Este tipo de especificaciones han dado convergencias relativamente rápidas para nuestro problema.

El caso más complicado para determinar los parámetros es en el caso de tener una columna compleja. Para especificar la fraccionadora principal DA-101, se debe de analizar la estructura específica de la torre. El número de platos es de 20, más cinco baffles. En otras simulaciones la torre fraccionadora, se simula por medio de 14 o 16 platos reales, incluidos los baffles. Sin embargo, para nuestra planta no se alcanza a recuperar las fracciones correspondientes con esta cantidad de platos. Los mejores resultados se obtuvieron con 20 platos y dos platos reales para la simulación de los baffles. La cantidad de platos depende del modelo termodinámico utilizado y la eficiencia de plato que se utilizó en el diseño de la torre. Debido a la gran cantidad de salidas y entradas aparte de contar con un agotador, es ideal para la utilización del modelo MULTIFRAC, el cual permite el uso de corrientes de interconexión y columnas complejas. Se tienen extracciones totales de líquido en los platos 5 y 18, esto se simuló con la especificación de líquido en los respectivos platos, variando la corriente de interconexión IC-3 y IC-4 respectivamente. La torre dispone además de un agotador de 4 platos al cual se le inyecta vapor en el fondo, esto se simuló creando una segunda torre de 4 platos conectada por medio de las corrientes de interconexión IC-1 y el regreso de vapor por la corriente de interconexión IC-2. La fraccionadora cuenta con un condensador el cual se simuló como equipo separado. La corriente C14 que sale del plato 5 y regresa como C14K, se utiliza para calentar otras torres de destilación por lo cual no se usa una corriente interna de interconexión. Lo mismo sucede con la extracción en el plato 18 de la corriente C21 que regresa después de ser enfriada al plato 17 como corriente C22. Para simular las

corrientes del fondo de la fraccionadora se usaron dos corrientes de interconexión. La corriente de interconexión IC-6 sirve para simular la corriente de apagado. La otra IC-6 es un enfriador el cual va del fondo de la columna al plato 21. El calor extraído en estas dos interconexiones sirve para generar vapor de media y precalentar parte de la carga. En el fondo de la fraccionadora entra el vapor de agotamiento y el efluente del reactor.

## 6.11 Selección de los métodos de convergencia.

En método de convergencia debe estar de acuerdo con el número de corrientes de corte que se resuelvan simultáneamente, la calidad de los estimados iniciales, y la interdependencia de las corrientes entre ellas.

Dado el gran número de corrientes de corte, generados por los ciclos, cortes en las torres de destilación y intercambio de calor entre las corrientes, la convergencia del sistema es sumamente lenta e inestable. Al haber varias recirculaciones e intercambio de calor entre corrientes, sumados a malos estimados iniciales, se debe en los primeros intentos de convergencia utilizar métodos de convergencia muy estables y poco acelerados como es el caso de la sustitución directa o el método de Wegstein con factores de aceleración pequeños.

El método de Broyden debería ser el más recomendable dado que varias corrientes tienen dependencia entre sí, y dado que Broyden maneja una matriz en la cual se engloban todas las corrientes de corte, podría converger más rápidamente el problema. Sin embargo, la matriz generada es demasiado grande, debido a la gran cantidad de componentes que intervienen en cada corriente y el elevado número de estas, para ser soportada con la memoria de la computadora, por lo cual se crea memoria virtual, lo cual alenta el manejo de la información, con el consecuente aumento en el tiempo de simulación.

Para el caso de las corrientes de corte generadas cuando se simulan las torres de destilación con condensador y rehervidor como equipos independientes, es recomendable el uso del método de Broyden, sobretodo por la velocidad de convergencia, aunque en caso de tener muy malos estimados iniciales puede causar inestabilidades, pero es recomendable en la mayoría de los casos.

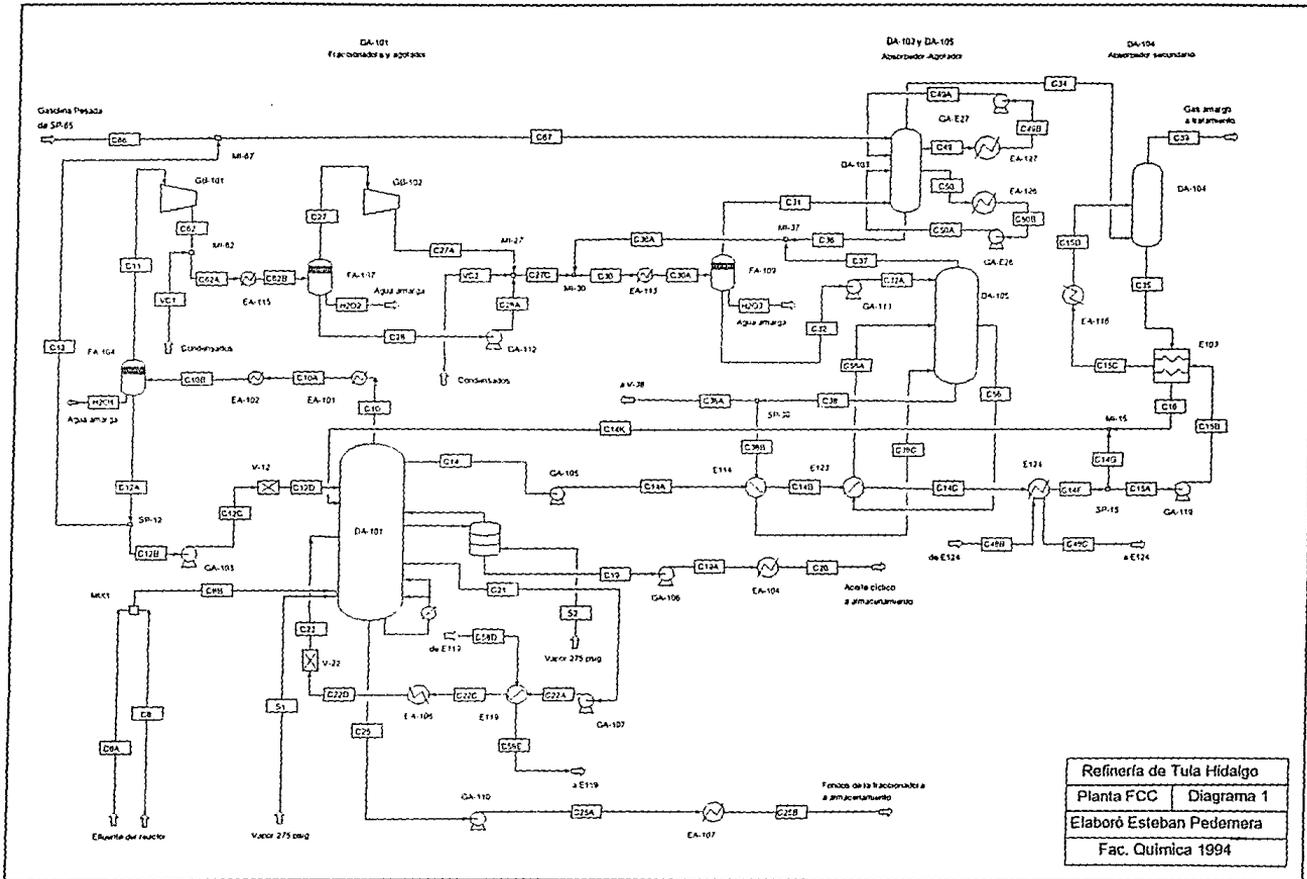
Para la simulación final se utilizó el método de Wegstein para la convergencia de las corrientes de corte, por dar resultados tan buenos como el método de Broyden y no tener los problemas antes expuestos. Para el caso de algunas torres y sus corrientes de corte se utilizó el método de Broyden (DA-107 y DA-108), esto es debido a que se pueden generar bloques de convergencia independientes de las demás corrientes de corte.

Para el caso del condensador de la torre DA-107 es debido a que utiliza servicios para su funcionamiento y para el rehervidor de la torre DA-108 se utilizó en vez de un HEATX un modelo MHEATX para la simulación, lo que elimina el problema de convergencia de las dos corrientes de corte, permitiéndose convergerlas independientemente.

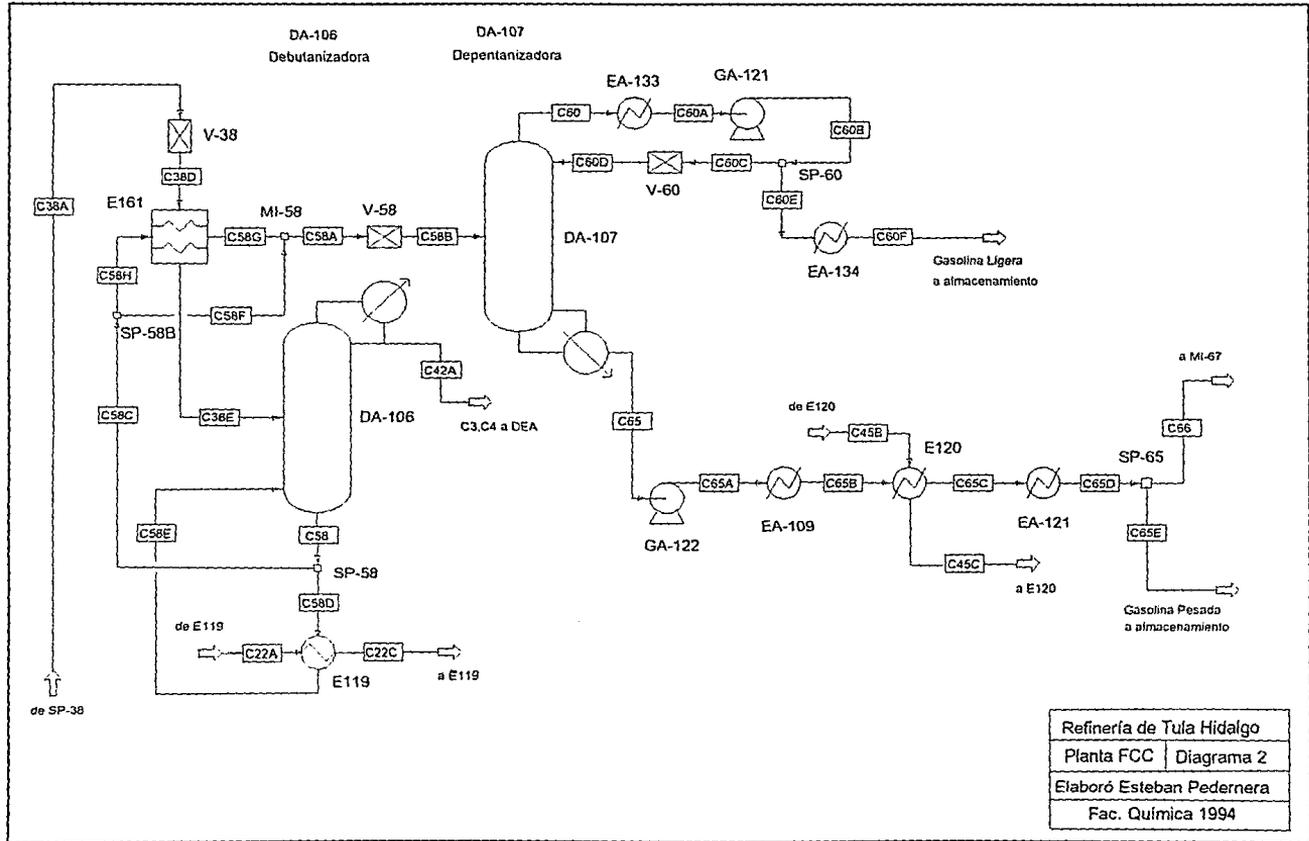
## 6.12 Especificaciones de diseño.

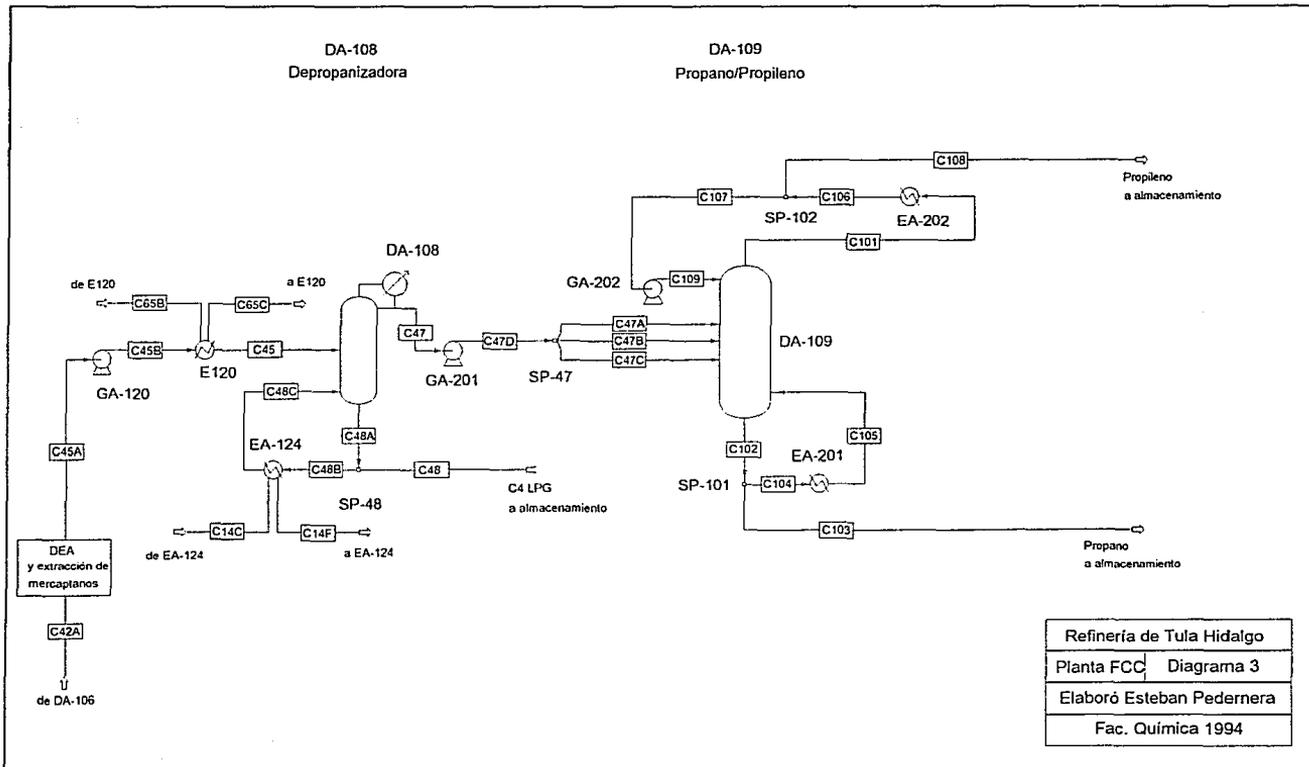
Las corrientes de salida de proceso deben de tener ciertas especificaciones, sobre todo en las curvas de destilación de los productos (aceite decantado, aceite cíclico y gasolina). Dado que efuente del reactor se calculó con datos de operación, era necesario alterar las condiciones de operación de algunos equipos de tal manera cumplir con las especificaciones de los productos. Para esto se utilizó la DESIGN-SPEC, la cual nos permite el acceso a cualquier tipo de variable. A la variable deseada se le asigna un valor al cual hay que converger, con cierta tolerancia y liberando otra variable del proceso, la cual debe estar acotada. El método de convergencia usado fue el de Secante. Otra forma de ajustar condiciones en una torre de destilación es por medio de VARY y SPEC, la limitante es que solo se pueden acceder variables específicas de esa torre.

Las variables que se deben ajustar son las temperaturas de las curvas de destilación D86 para los productos. Para ajustar las temperaturas del aceite cíclico se varió el flujo de vapor al agotador de la fraccionadora principal, esto nos permite controlar la cantidad de ligeros que se van a tener en la corriente de aceite. La siguiente variable que se alteró fue la temperatura del fondo de la fraccionadora, esto permite controlar la cantidad de ligeros en la corriente de aceite decantado. La temperatura no debe ser mayor a 690°F para evitar que se forme coque en el fondo de la fraccionadora. Para lograr la temperatura se varió el reflujo de fondos de la fraccionadora. Otra variable que se controló fue la temperatura de domos de la fraccionadora, ya que esta determina la temperatura de la curva de destilación de la gasolina, al igual que la cantidad de aceite cíclico y aceite decantado que se van a obtener. Esto se logra variando la cantidad del reflujo al domo. La otra variable que se cambió fue el reflujo de la torre debutanizadora de tal manera de controlar la cantidad de butano en la corriente de gasolina debutanizada. Esto nos permite controlar la temperatura del primer punto de la curva de destilación de la gasolina.



Refinería de Tula Hidalgo	
Planta FCC	Diagrama 1
Elaboró Esteban Pedemera	
Fac. Química 1994	





Corriente	C8B	EXT	H2O1	H2O2	H2O3	S1	S2	VC1	VC2	
de :	MIX1	DEA	FA-104	FA-107	FA-109	----	----	----	----	
a :	DA-101	----	----	----	----	DA-101	DA-101	MI-62	MI-27	
Fase:	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	
COMPONENTES: LB/HR										
H2	857	0	0	0	0	0	0	0	0	
H2O	29614	4.9767E-06	30982	22781	20893	2000	3394	20000	20000	
H2S	4911	35.4027	0	0	0	0	0	0	0	
N2	4814	0	0	0	0	0	0	0	0	
CO	124.9	0	0	0	0	0	0	0	0	
CO2	738.01	0	0	0	0	0	0	0	0	
CH4	6608	0	0	0	0	0	0	0	0	
C2H4	5185	0	0	0	0	0	0	0	0	
C2H6	4463	0	0	0	0	0	0	0	0	
C3H6	20234	0	0	0	0	0	0	0	0	
C3H8	10484	0	0	0	0	0	0	0	0	
1-BUTILENO	31189	0	0	0	0	0	0	0	0	
C4H10	7338.48	0	0	0	0	0	0	0	0	
ISO-BUTANO	22627	0	0	0	0	0	0	0	0	
C5+	401630.193	0	0	0	0	0	0	0	0	
FLUJO TOTAL										
LBMOL/HR	7976.6816	1.0388	1719.7974	1264.5405	1159.7355	111.0186	188.3985	1110.1859	1110.1859	
LB/HR	550830	35.4027	30982	22781	20893	2000	3394	20000	20000	
VARIABLES:										
TEMP F	971.6982	116.6092	105.0003	105	105	560	560	90	90	
PRES PSI	29	144.33	21.33	68.33	227	275	275	227	227	
Frac Vapor	1	1	0	0	0	1	1	0	0	
ENTALPIA:										
BTU/LB	116.972	-251.8948	-6797.4852	-6797.3625	-6796.9471	-5575.6047	-5575.6047	-6811.9009	-6811.9009	
BTU/HR	6.44E+07	-8.92E+03	-2.11E+08	-1.55E+08	-1.42E+08	-1.12E+07	-1.89E+07	-1.36E+08	-1.36E+08	
ENTROPIA:										
BTU/LBMOL-R	24.9152	6.1427	-38.0567	-38.0577	-38.0601	-11.3333	-11.3333	-38.5436	-38.5436	
BTU/LB-R	0.3608	0.1802	-2.1125	-2.1125	-2.1126	-0.6291	-0.6291	-2.1395	-2.1395	
DENSIDAD:										
LB/CUFT	0.1306	0.8481	61.9339	61.9428	61.9728	0.4753	0.4753	62.1591	62.1591	
PM prom.	69.0546	34.08	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	

Tabla 5 Resultados de la simulación para la planta de desintegración catalítica

Corriente	C10	C10A	C10B	C11	C12	C12A	C12B	C12C	C12D	C14
de :	DA-101	EA-101	EA-102	FA-104	SP-12	FA-104	SP-12	GA-103	V-12	DA-101
a :	EA-101	EA-102	FA-104	GB-101	MI-67	SP-12	GA-103	V-12	DA-101	GA-105
Fase:	VAPOR	MEZCLA	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: LB/HR										
H2	862.3755	862.3755	862.3755	861.9676	0.3531	0.4079	0.054731	0.054731	0.054731	1.3819
H2O	34968	34968	34968	3913.9403	62.1287	71.7566	9.6278	9.6278	9.6278	418.6184
H2S	6773.0632	6773.0632	6773.0632	6568.9341	176.7405	204.1294	27.3889	27.3889	27.3889	79.0625
N2	4874.6329	4874.6329	4874.6329	4869.6805	4.2879	4.9524	0.6644	0.6644	0.6644	12.0736
CO	126.9556	126.9556	126.9556	126.7832	0.1492	0.1724	0.023132	0.023132	0.023132	0.3436
CO2	808.5667	808.5667	808.5667	801.4639	6.1497	7.1027	0.953	0.953	0.953	5.5133
CH4	6906.0373	6906.0373	6906.0373	6878.7624	23.6153	27.2749	3.6595	3.6595	3.6595	35.3896
C2H4	6017.0405	6017.0405	6017.0405	5931.2448	74.2841	85.7957	11.5115	11.5115	11.5115	54.7162
C2H6	5540.1233	5540.1233	5540.1233	5424.9098	99.7548	115.2135	15.4586	15.4586	15.4586	58.135
C3H6	20946	20946	20946	19728	1054.7919	1218.2496	163.4576	163.4576	163.4576	470.851
C3H8	10853	10853	10853	10137	620.5738	716.7421	96.1683	96.1683	96.1683	263.0418
1-BUTILENO	33104	33104	33104	27607	4759.3806	5496.9263	737.5457	737.5457	737.5457	1380.8195
C4H10	7815.7379	7815.7379	7815.7379	6328.0475	1288.0811	1487.6908	199.6097	199.6097	199.6097	356.96
ISO-BUTANO	23934	23934	23934	20544	2934.7322	3389.5181	454.7859	454.7859	454.7859	916.0436
C5 +	304179.543	304179.543	304179.543	49321.5235	220662.613	254859.365	34195.3062	34195.3062	34195.3062	1380760.23
FLUJO TOTAL										
LBMOL/HR	8340.6483	8340.6483	8340.6483	4128.8459	2157.6427	2492.0056	334.3628	334.3628	334.3628	8762.1109
LB/HR	467710	467710	467710	169040	231770	267680	35916	35916	35916	1384800
VARIABLES:										
TEMP F	276.9159	135	105	105.0003	104.9997	105.0003	104.9997	105.2453	105.3386	344.9268
PRES PSI	25.83	23.33	21.33	21.33	21.33	21.33	21.33	45	25.83	26.4531
Frac Vapor	1	0.5836	0.495	1	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:										
BTU/LB	-473.5553	-662.8357	-700.861	-438.2892	-161.0414	-161.0411	-161.0414	-160.8643	-160.864	-9.588
BTU/HR	-2.21E+08	-3.10E+08	-3.28E+08	-7.41E+07	-3.73E+07	-4.31E+07	-5.78E+06	-5.78E+06	-5.78E+06	-1.33E+07
ENTROPIA:										
BTU/LBMOL-R	-5.8769	-22.06	-25.6279	-23.223	-21.0349	-21.0348	-21.0349	-21.0191	-21.0055	8.5749
BTU/LB-R	-0.1048	-0.3934	-0.457	-0.5672	-0.1958	-0.1958	-0.1958	-0.1956	-0.1955	0.054256
DENSIDAD:										
LB/CUFT	0.1868	0.3557	0.4026	0.1463	46.646	46.646	46.646	46.6437	46.6358	43.4193
PM prom.	56.0757	56.0757	56.0757	40.9419	107.4168	107.4168	107.4168	107.4168	107.4168	158.0461

Tabla 5 Resultados de la simulación para la planta de desintegración catalítica

Corriente	C14A	C14B	C14C	C14F	C14G	C14K	C15A	C15B	C15C	C15D
de :	GA-105	E114	E123	E124	SP-15	MI-15	SP-15	GA-119	E103	EA-116
a :	E114	E123	E124	SP-15	MI-15	DA-101	GA-119	E103	EA-116	DA-104
Fase:	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: LB/HR										
H2	1.3819	1.3819	1.3819	1.3819	1.244	6.7429	0.1379	0.1379	0.1379	0.1379
H2O	418.6183	418.6183	418.6183	418.6183	376.8191	417.1633	41.7991	41.7991	41.7991	41.7991
H2S	79.0625	79.0625	79.0625	79.0625	71.1681	1914.5104	7.8944	7.8944	7.8944	7.8944
N2	12.0736	12.0736	12.0736	12.0736	10.8681	72.3308	1.2055	1.2055	1.2055	1.2055
CO	0.3436	0.3436	0.3436	0.3436	0.3093	2.3836	0.034314	0.034314	0.034314	0.034314
CO2	5.5133	5.5133	5.5133	5.5133	4.9628	75.191	0.5505	0.5505	0.5505	0.5505
CH4	35.3896	35.3896	35.3896	35.3896	31.856	330.3615	3.5336	3.5336	3.5336	3.5336
C2H4	54.7161	54.7161	54.7161	54.7161	49.2527	875.8935	5.4634	5.4634	5.4634	5.4634
C2H6	58.135	58.135	58.135	58.135	52.3302	1120.4214	5.8048	5.8048	5.8048	5.8048
C3H6	470.8509	470.8509	470.8509	470.8509	423.8363	1023.2637	47.0146	47.0146	47.0146	47.0146
C3H8	263.0417	263.0417	263.0417	263.0417	236.7769	528.6343	26.2648	26.2648	26.2648	26.2648
1-BUTILENO	1380.8192	1380.8192	1380.8192	1380.8192	1242.9439	2566.3834	137.8752	137.8752	137.8752	137.8752
C4H10	356.9599	356.9599	356.9599	356.9599	321.3173	636.559	35.6425	35.6425	35.6425	35.6425
ISO-BUTANO	916.0433	916.0433	916.0433	916.0433	824.5761	1773.7473	91.4672	91.4672	91.4672	91.4672
C5 +	1380761.23	1380761.23	1380761.23	1380761.23	1242902.19	1383324.79	137870.503	137870.503	137870.503	137870.503
FLUJO TOTAL										
LBMOL/HR	8762.1117	8762.1117	8762.1117	8762.1117	7887.2117	8997.0991	874.9	874.9	874.9	874.9
LB/HR	1384800	1384800	1384800	1384800	1246500	1394700	138270	138270	138270	138270
VARIABLES:										
TEMP F	345.0377	310	285	260	260	256.6404	260	261.462	150.1098	105
PRES PSI	47	42	37	32	32	32	32	253	243	233.8
Frac Vapor	0	0	0	0	0	8.93E-03	0	0	0	0
ENTALPIA:										
BTU/LB	-9.485	-29.9837	-44.2585	-58.2333	-58.2333	-62.016	-58.2333	-56.9403	-115.3102	-137
BTU/HR	-1.31E+07	-4.15E+07	-6.13E+07	-8.06E+07	-7.26E+07	-8.85E+07	-8.05E+06	-7.87E+06	-1.59E+07	-1.89E+07
ENTROPIA:										
BTU/LBMOL-R	8.5766	4.514	1.5887	-1.3615	-1.3615	-2.1969	-1.3615	-1.2756	-14.7442	-20.4214
BTU/LB-R	0.054267	0.028562	0.010052	-0.008615	-0.008615	-0.014173	-0.008615	-0.0080714	-0.093291	-0.1292
DENSIDAD:										
LB/CUFT	43.4262	44.515	45.2649	46.1295	46.1295	28.175	46.1295	46.1659	49.3929	50.6099
PM prom.	158.0461	158.0461	158.0461	158.0461	158.0461	155.0141	158.0461	158.0461	158.0461	158.0461

Tabla 5 Resultados de la simulación para la planta de desintegración catalítica

Corriente	C16	C19	C19A	C20	C21	C22	C22A	C22C	C22D	C25
de :	E103	DA-101	GA-106	EA-104	DA-101	V-22	GA-107	E119	EA-106	DA-101
a :	MI-15	GA-106	EA-104	----	GA-107	DA-101	E119	EA-106	V-22	GA-110
Fase:	MEZCLA	LIQUIDO								
COMPONENTES: LB/HR										
H2	5.4989	0	0	0	0.6196	0.6196	0.6196	0.6196	0.6196	0.040107
H2O	40.3441	48.235	48.235	48.235	7.9427	7.9427	7.9427	7.9427	7.9427	0.090122
H2S	1843.3423	1.755E-06	1.755E-06	1.755E-06	15.8505	15.8505	15.8505	15.8505	15.8505	0.7735
N2	61.4627	0	0	0	4.7063	4.7063	4.7063	4.7063	4.7063	0.2897
CO	2.0742	0	0	0	0.1243	0.1243	0.1243	0.1243	0.1243	0.0074603
CO2	70.2282	1.0288E-08	1.0288E-08	1.0288E-08	1.3948	1.3948	1.3948	1.3948	1.3948	0.073957
CH4	298.5054	2.7236E-08	2.7236E-08	2.7236E-08	10.6182	10.6182	10.6182	10.6182	10.6182	0.594
C2H4	826.6408	3.2856E-07	3.2856E-07	3.2856E-07	12.6817	12.6817	12.6817	12.6817	12.6817	0.6484
C2H6	1068.0912	6.6744E-07	6.6744E-07	6.6744E-07	12.4936	12.4936	12.4936	12.4936	12.4936	0.6217
C3H6	599.4274	3.1417E-05	3.1417E-05	3.1417E-05	81.6676	81.6676	81.6676	81.6676	81.6676	3.7695
C3H8	291.8573	2.1805E-05	2.1805E-05	2.1805E-05	44.2433	44.2433	44.2433	44.2433	44.2433	2.0191
1-BUTILENO	1323.4395	6.17E-04	6.17E-04	6.17E-04	187.216	187.216	187.216	187.216	187.216	7.939
C4H10	315.2416	2.09E-04	2.09E-04	2.09E-04	46.6107	46.6107	46.6107	46.6107	46.6107	1.9505
ISO-BUTANO	949.1712	3.18E-04	3.18E-04	3.18E-04	128.8657	128.8657	128.8657	128.8657	128.8657	5.5214
C5 +	140438.737	86725.6666	86725.6666	86725.6666	639680.289	639680.289	639680.289	639680.289	639680.289	47488.9267
FLUJO TOTAL										
LBMOL/HR	1109.8874	380.6918	380.6918	380.6918	2138.7902	2138.7902	2138.7902	2138.7902	2138.7902	124.1097
LB/HR	148130	86774	86774	86774	640240	640240	640240	640240	640240	47514
VARIABLES:										
TEMP_F	222	424.9335	425.7808	120	562.8665	450.0572	563.0786	454	450	688
PRES_PSI	40	27.5	139	136	28.11	28.81	63.8	58.8	48.8	28.53
Frac Vapor	0.1655	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:										
BTU/LB	-93.8465	38.5335	39.2414	-124.7252	128.3445	57.4117	128.5268	59.8599	57.4116	210.5779
BTU/HR	-1.39E+07	3.34E+06	3.41E+06	-1.08E+07	8.22E+07	3.68E+07	8.23E+07	3.83E+07	3.68E+07	1.00E+07
ENTROPIA:										
BTU/LBMOL-R	-8.4615	27.4741	27.5393	-22.9547	63.8487	41.9789	63.8599	42.7405	41.9559	113.8373
BTU/LB-R	-0.063398	0.1205	0.1208	-0.1007	0.2132	0.1402	0.2133	0.1427	0.1401	0.2973
DENSIDAD:										
LB/CUFT	4.0981	45.6539	45.697	53.5409	44.7552	47.8245	44.7838	47.7398	47.8379	44.4529
PM prom.	133.4674	227.9378	227.9378	227.9378	299.3463	299.3463	299.3463	299.3463	299.3463	382.8353

Tabla 5 Resultados de la simulación para la planta de desintegración catalítica

Corriente	C25A	C25B	C27	C27A	C27C	C28	C28A	C30	C30A	C31
de :	GA-110	EA-107	FA-107	GB-102	MI-27	FA-107	GA-112	MI-30	EA-113	FA-109
a :	EA-107	----	GB-102	MI-27	MI-30	GA-112	MI-27	EA-113	FA-109	DA-103
Fase:	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	MEZCLA	VAPOR
COMPONENTES: LB/HR										
H2	4.01E-02	4.01E-02	861.7474	861.7474	861.9677	0.2202	0.2202	893.2913	893.2913	874.0971
H2O	9.01E-02	9.01E-02	1123.169	1123.169	21133	10.0738	10.0738	214.14	214.14	343.568
H2S	7.74E-01	7.74E-01	6468.4453	6468.4453	6568.9347	100.4894	100.4894	30598	30598	15093
N2	2.89E-01	2.89E-01	4866.9353	4866.9353	4869.681	2.7456	2.7456	5239.1793	5239.1793	5008.132
CO	7.46E-03	7.46E-03	126.6925	126.6925	126.7832	0.090697	0.090697	138.8761	138.8761	131.3466
CO2	7.40E-02	7.40E-02	797.7355	797.7355	801.464	3.7285	3.7285	1311.6836	1311.6836	983.1119
CH4	0.594	0.594	6864.7714	6864.7714	6878.7631	13.9917	13.9917	8700.6551	8700.6551	7557.9687
C2H4	0.6484	0.6484	5888.7021	5888.7021	5931.2454	42.5433	42.5433	12378	12378	8255.4876
C2H6	0.6217	0.6217	5367.8269	5367.8269	5424.9103	57.0834	57.0834	15244	15244	8924.2579
C3H6	3.7695	3.7695	19145	19145	19728	583.1485	583.1485	66523	66523	22762
C3H8	2.0191	2.0191	9797.9195	9797.9195	10137	338.6808	338.6808	28112	28112	8957.5073
1-BUTILENO	7.939	7.939	25203	25203	27607	2403.4537	2403.4537	43252	43252	6499.8505
C4H10	1.9505	1.9505	5689.9283	5689.9283	6328.0474	638.1191	638.1191	9733.2514	9733.2514	1289.1357
ISO-BUTANO	5.5214	5.5214	19037	19037	20544	1507.8709	1507.8709	33247	33247	5750.6748
C5 +	47488.9267	47488.9267	28580.6727	28580.6727	49321.5024	20740.829	20740.829	309937.55	309937.55	4149.14378
FLUJO TOTAL										
LBMOL/HR	124.1097	124.1097	3625.7524	3625.7524	5084.6773	348.7389	348.7389	10904	10904	3199.5172
LB/HR	47514	47514	139820	139820	186260	26443	26443	586720	586720	96580
VARIABLES:										
TEMP F	688.5274	180	105	232.6447	176.238	105	107.044	158.8568	105	105
PRES PSI	84	81	68.33	228	227	68.33	228	227	227	227
Frac Vapor	0	0	1	1	0.7208	0	0	0.464	0.2934	1
ENTALPIA:										
BTU/LB	210.9818	-88.0737	-401.525	-349.722	-1027.1974	-235.649	-234.2469	-473.2444	-524.1845	-416.8292
BTU/HR	1.00E+07	-4.18E+06	-5.61E+07	-4.89E+07	-1.91E+08	-6.23E+06	-6.19E+06	-2.78E+08	-3.08E+08	-4.03E+07
ENTROPIA:										
BTU/LBMOL-R	113.9019	-15.0902	-27.641	-26.7619	-29.6014	-32.7573	-32.6665	-28.4476	-33.0286	-22.2977
BTU/LB-R	0.2975	-0.039417	-0.7167	-0.6939	-0.808	-0.432	-0.4308	-0.5286	-0.6138	-0.7386
DENSIDAD:										
LB/CUFT	44.5362	56.8549	0.4535	1.2747	1.8575	41.8162	41.7621	4.0694	6.4795	1.2288
PM prom.	382.8353	382.8353	38.5628	38.5628	36.632	75.8248	75.8248	53.808	53.808	30.1857

Tabla 5 Resultados de la simulación para la planta de desintegración catalítica

Corriente	C32	C32A	C34	C35	C36	C36A	C37	C38	C38A	C38B
de :	FA-109	GA-113	DA-103	DA-104	DA-103	MI-37	DA-105	DA-105	SP-38	SP-38
a :	GA-113	DA-105	DA-104	E103	MI-37	MI-30	MI-37	SP-38	V-38	E114
Fase:	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: LB/HR										
H2	19.1934	19.1934	862.315	5.4989	12.1301	31.3235	19.1934	0	0	0
H2O	177.7709	177.7709	269.3817	40.3441	102.9604	280.7314	177.7709	1.2314E-05	4.9767E-06	7.3369E-06
H2S	15505	15505	6710.221	1843.3423	8559.7789	24029	15469	87.5976	35.4027	52.1925
N2	231.0428	231.0428	4873.9363	61.4627	138.4545	369.4974	231.0428	0	0	0
CO	7.5294	7.5294	126.9316	2.0742	4.5634	12.0928	7.5294	0	0	0
CO2	328.5709	328.5709	807.6083	70.2282	181.6484	510.2193	328.5709	2.5146E-07	1.0163E-07	1.4981E-07
CH4	1142.6802	1142.6802	6902.3314	298.5054	679.2104	1821.8907	1142.6802	0	0	0
C2H4	4122.6665	4122.6665	6005.4843	826.6408	2324.2499	6446.9159	4122.666	1.38E-03	5.58E-04	8.22E-04
C2H6	6319.9466	6319.9466	5524.5015	1068.0912	3499.479	9819.3046	6319.8255	0.2992	0.1209	0.1783
C3H6	43761	43761	1185.2789	599.4274	22632	46795	24163	48491	19598	28894
C3H8	19155	19155	514.6647	291.8573	9063.4769	17976	8912.0644	25344	10243	15101
1-BUTILENO	36752	36752	1308.0355	1323.4395	9951.2376	15645	5693.865	76848	31058	45790
C4H10	8444.1182	8444.1182	302.6098	315.2416	2274.6156	3405.201	1130.5854	18096	7313.5385	10783
ISO-BUTANO	27496	27496	982.8391	949.1712	7702.6044	12702	4999.7147	55663	22496	33167
C5 +	305786.829	305786.829	2816.56258	140438.737	256469.078	260614.21	4146.54999	746354.283	301641.179	444714.85
FLUJO TOTAL										
LBMOL/HR	6544.7354	6544.7354	1784.3212	1109.8874	3864.4804	5819.3011	1954.8206	11357	4589.9094	6767.0092
LB/HR	469250	469250	39193	148130	323590	400460	70865	970880	392380	578500
VARIABLES:										
TEMP F	105	105.1628	119.9854	127.8565	124.1633	146.3578	140.8947	266.341	266.341	266.341
PRES PSI	227	250	235.3	235.7	238.3	238.3	245.33	247.33	247.33	247.33
Frac Vapor	0	0	1	0	0	0.2293	1	0	0	0
ENTALPIA:										
BTU/LB	-266.9946	-266.8623	-594.9337	-148.332	-197.9019	-215.589	-290.05	-139.5955	-139.5955	-139.5958
BTU/HR	-1.25E+08	-1.25E+08	-2.33E+07	-2.20E+07	-6.40E+07	-8.63E+07	-2.23E+07	-1.36E+08	-5.48E+07	-8.08E+07
ENTROPIA:										
BTU/LBMOL-R	-37.3831	-37.3804	-12.9411	-20.0145	-27.5144	-27.7697	-28.697	-25.136	-25.136	-25.136
BTU/LB-R	-0.5213	-0.5213	-0.5991	-0.1499	-0.3285	-0.4035	-0.7298	-0.294	-0.294	-0.294
DENSIDAD:										
LB/CUFT	40.3815	40.3765	0.8546	47.6472	41.9664	9.7977	1.7615	28.762	28.762	28.762
PM prom.	71.6988	71.6988	21.965	133.4674	83.7356	68.8157	39.3205	85.4884	85.4884	85.4884

Tabla 5 Resultados de la simulación para la planta de desintegración catalítica

Corriente	C38C	C38D	C38E	C39	C42A	C45	C45A	C45B	C47	C48
de :	E114	V-38	E161	DA-104	DA-106	E120	DEA	GA-120	DA-108	SP-48
a :	DA-105	E161	DA-106	----	DEA	DA-108	GA-120	E120	----	----
Fase:	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: LB/HR										
H2	0	0	0	856.9541	0	0	0	0	0	0
H2O	7.3369E-06	4.9767E-06	4.9767E-06	208.3994	4.9767E-06	0	0	0	0	0
H2S	52.1925	35.4027	35.4027	4874.7771	35.4027	0	0	0	0	0
N2	0	0	0	4813.6791	0	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	124.8917	0	0	0	0	0	0
CO2	1.4981E-07	1.0163E-07	1.0163E-07	737.9304	1.0163E-07	1.0163E-07	1.0163E-07	1.0163E-07	1.0163E-07	0
CH4	1.2194-11	8.2730-12	8.2730-12	6607.3594	0	0	0	0	0	0
C2H4	8.22E-04	5.58E-04	5.58E-04	5184.3068	5.58E-04	5.58E-04	5.58E-04	5.58E-04	5.58E-04	0
C2H6	0.1783	0.1209	0.1209	4462.2157	0.1209	0.1209	0.1209	0.1209	0.1209	0
C3H6	28894	19598	19598	632.8673	19598	19598	19598	19598	19468	129.5989
C3H8	15101	10243	10243	249.0724	10243	10243	10243	10243	9462.5951	780.1321
1-BUTILENO	45790	31058	31058	122.4721	30556	30556	30556	30556	8.1158	30548
C4H10	10783	7313.5385	7313.5385	23.0109	6797.4647	6797.4647	6797.4647	6797.4647	0.353	6797.0704
ISO-BUTANO	33167	22496	22496	125.1357	22424	22424	22424	22424	10.0574	22414
C5 +	444714.85	301641.179	301641.179	247.968793	4290.51407	4290.51407	4290.51407	4290.51407	0.06553113	4290.31087
FLUJO TOTAL										
LBMOL/HR	6767.0092	4589.9094	4589.9094	1545.868	1813.6226	1812.5837	1812.5837	1812.5837	677.551	1135.0333
LB/HR	578500	392380	392380	29271	93944	93909	93909	93909	28950	64959
VARIABLES:										
TEMP F	314.8623	242.8401	245	116.3033	116.6092	167.085	116.6092	118.3514	106.7266	203.3058
PRES PSI	247	156	153	233.7	144.33	245	144.33	280	237.7	245.7
Frac Vapor	0.2561	0.1826	0.2036	1	0	0.2849	0	0	0	0
ENTALPIA:										
BTU/LB	-90.5254	-139.5954	-136.5533	-678.6235	-505.7468	-441.6009	-505.7727	-504.643	-332.0669	-529.7565
BTU/HR	-5.24E+07	-5.48E+07	-5.36E+07	-1.99E+07	-4.75E+07	-4.15E+07	-4.75E+07	-4.74E+07	-9.61E+06	-3.44E+07
ENTROPIA:										
BTU/LBMOL-R	-19.5138	-25.0604	-24.6818	-11.7981	-71.8821	-66.3317	-71.9302	-71.9201	-57.8188	-77.0562
BTU/LB-R	-0.2282	-0.2931	-0.2887	-0.623	-1.3877	-1.2803	-1.3883	-1.3881	-1.3532	-1.3464
DENSIDAD:										
LB/CUFT	9.0922	8.7566	7.8916	0.7281	32.6023	7.256	32.5987	32.5076	29.4874	29.3416
PM prom.	85.4884	85.4884	85.4884	18.935	51.7992	51.8093	51.8093	51.8093	42.7266	57.2312

Tabla 5 Resultados de la simulación para la planta de desintegración catalítica

Corriente	C48A	C48B	C48C	C49	C49A	C49B	C50	C50A	C50B	C56
de :	DA-108	SP-48	E124	DA-103	GA-E27	EA-127	DA-103	GA-E26	EA-126	DA-105
a :	SP-48	E124	DA-108	EA-127	DA-103	GA-E27	EA-126	DA-103	GA-E26	E123
Fase:	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: LB/HR										
H2	0	0	0	10.0995	10.0995	10.0995	9.1317	9.1317	9.1317	0
H2O	0	0	0	98.7473	98.7475	98.7475	91.337	91.3372	91.337	3.25E-04
H2S	0	0	0	7976.2228	7976.218	7976.218	6981.7891	6981.798	6981.7891	526.7302
N2	0	0	0	115.9704	115.9703	115.9703	104.6326	104.6324	104.6326	0
CO	0	0	0	3.9052	3.9052	3.9052	3.5387	3.5387	3.5387	0
CO2	0	0	0	161.9453	161.9449	161.9449	145.6782	145.678	145.6782	2.0994E-05
CH4	0	0	0	598.6106	598.6096	598.6096	546.1586	546.1572	546.1586	9.8627E-09
C2H4	0	0	0	2116.4072	2116.4023	2116.4023	1915.7002	1915.6982	1915.7002	0.037805
C2H6	0	0	0	3207.1513	3207.1447	3207.1447	2890.6569	2890.6567	2890.6569	3.6457
C3H6	1038.7444	909.1454	909.1548	12092	12092	12092	2424.3141	2424.3242	2424.3141	102620
C3H8	6252.812	5472.6798	5472.7143	2812.9754	2812.9961	2812.9961	571.7372	571.7385	571.7372	45646
1-BUTILENO	244840	214300	214300	4393.9527	4393.9531	4393.9531	4023.9741	4023.9755	4023.9741	60295
C4H10	54479	47682	47682	1187.5267	1187.5267	1187.5267	1089.7784	1089.7787	1089.7784	13070
ISO-BUTANO	179650	157240	157240	2717.0099	2717.0104	2717.0104	2484.8651	2484.8661	2484.8651	47578
C5 +	34386.8605	30096.6582	30096.6407	231499.326	231499.09	231499.09	213826.901	213826.693	213826.901	312382.528
FLUJO TOTAL										
LBMOL/HR	9097.3692	7962.3358	7962.3364	3000	2999.9999	2999.9999	2500	2499.9999	2500	8617.9852
LB/HR	520650	455690	455690	268990	268990	268990	237110	237110	237110	582130
VARIABLES:										
TEMP F	203.3058	203.3058	204.1497	120.0759	100.0051	100	123.5401	103.0012	103	183.3819
PRES PSI	245.7	245.7	245.7	237.5758	237.8	237.02	236.0241	236.2	236.02	246.8855
Frac Vapor	0	0	0.3958	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:										
BTU/LB	-529.7565	-529.7565	-487.2882	-173.6436	-183.7529	-183.7573	-171.4631	-181.7526	-181.7537	-242.4936
BTU/HR	-2.76E+08	-2.41E+08	-2.22E+08	-4.67E+07	-4.94E+07	-4.94E+07	-4.07E+07	-4.31E+07	-4.31E+07	-1.41E+08
ENTROPIA:										
BTU/LBMOL-R	-77.0562	-77.0562	-73.3606	-21.6373	-23.189	-23.1892	-18.6202	-20.2802	-20.2802	-43.3909
BTU/LB-R	-1.3464	-1.3464	-1.2818	-0.2413	-0.2586	-0.2586	-0.1963	-0.2138	-0.2138	-0.6423
DENSIDAD:										
LB/CUFT	29.3416	29.3416	6.0202	43.5296	44.4745	44.4745	44.4312	45.3557	45.3557	33.7896
PM prom.	57.2312	57.2312	57.2311	89.6642	89.6642	89.6642	94.8435	94.8436	94.8435	67.5478

Tabla 5 Resultados de la simulación para la planta de desintegración catalítica

Corriente	C58A	C58	C58A	C58B	C58C	C58D	C58E	C58F	C58G	C58H
de :	E123	DA-106	MI-58	V-58	SP-58	SP-58	E119	SP-58B	E161	SP-58B
a :	DA-105	SP-58	V-58	DA-107	SP-58B	E119	DA-106	MI-58	MI-58	E161
Fase:	MEZCLA	LIQUIDO	MEZCLA	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO
COMPONENTES: LB/HR										
H2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	3.25E-04	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2S	526.7302	2.8563E-08	7.5956E-09	7.5956E-09	7.5956E-09	2.0969E-08	2.0969E-08	1.9853E-09	5.6103E-09	5.6103E-09
N2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	2.0994E-05	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	9.8627E-09	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4	0.037805	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	3.6457	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H6	102620	1.33E-02	3.53E-03	3.53E-03	3.53E-03	9.74E-03	9.74E-03	9.22E-04	2.61E-03	2.61E-03
C3H8	45646	0.025846	0.0068731	0.0068731	0.0068731	0.018974	0.018974	0.0017964	0.0050766	0.0050766
1-BUTILENO	60295	1888.3675	502.1555	502.1555	502.1555	1386.2182	1386.2182	131.2503	370.9051	370.9051
C4H10	13070	1940.7046	516.073	516.073	516.073	1424.6308	1424.6308	134.888	381.1849	381.1849
ISO-BUTANO	47578	271.6293	72.2317	72.2317	72.2317	199.3982	199.3982	18.8795	53.3522	53.3522
C5 +	312382.528	1118186.23	297350.846	297350.846	297350.846	820840.255	820840.255	77719.379	219629.216	219629.216
FLUJO TOTAL										
LBMOL/HR	8617.9852	10440	2776.2852	2776.2852	2776.2852	7663.9984	7663.9984	725.6486	2050.6366	2050.6366
LB/HR	582130	1122300	298440	298440	298440	823850	823850	78004	220440	220440
VARIABLES:										
TEMP F	205.2161	385.7913	378.234	318.919	385.7913	385.7913	421.3668	385.7913	377.2593	385.7913
PRES PSI	247	152.33	142	54	152.33	152.33	152.8	152.33	142	152.33
Frac Vapor	0.246	0	0.012363	0.3912	0	0	0.3417	0	0.0032323	0
ENTALPIA:										
BTU/LB	-208.5346	21.4676	17.4703	17.4705	21.4676	21.4676	74.8311	21.4676	16.0554	21.4676
BTU/HR	-1.21E+08	2.41E+07	5.21E+06	5.21E+06	6.41E+06	1.77E+07	6.17E+07	1.67E+06	3.54E+06	4.73E+06
ENTROPIA:										
BTU/LBMOL-R	-39.8827	8.9808	8.4567	8.8259	8.9808	8.9808	15.684	8.9808	8.2735	8.9808
BTU/LB-R	-0.5904	0.083546	0.07867	0.082105	0.083546	0.083546	0.1459	0.083546	0.076966	0.083546
DENSIDAD:										
LB/CUFT	9.1229	34.5248	29.1014	1.8622	34.5248	34.5248	5.4326	34.5248	33.323	34.5248
PM prom.	67.5478	107.4961	107.4961	107.4961	107.4961	107.4961	107.4961	107.4961	107.4961	107.4961

Tabla 5 Resultados de la simulación para la planta de desintegración catalítica

Corriente	C60	C60A	C60B	C60C	C60D	C60E	C60F	C62	C62A	C62B
de :	DA-107	EA-133	GA-121	SP-60	V-60	SP-60	EA-134	GB-101	MI-62	EA-115
a :	EA-133	GA-121	SP-60	V-60	DA-107	EA-134	----	MI-62	EA-115	FA-107
Fase:	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	MEZCLA	MEZCLA
COMPONENTES: LB/HR										
H2	0	0	0	0	0	0	0	861.9676	861.9676	861.9676
H2O	0	0	0	0	0	0	0	3913.9403	23914	23914
H2S	4.4226E-08	4.4226E-08	4.4226E-08	3.6625E-08	3.663E-08	7.6002E-09	7.6002E-09	6568.9341	6568.9341	6568.9341
N2	0	0	0	0	0	0	0	4869.6805	4869.6805	4869.6805
CO	0	0	0	0	0	0	0	126.7832	126.7832	126.7832
CO2	0	0	0	0	0	0	0	801.4639	801.4639	801.4639
CH4	0	0	0	0	0	0	0	6878.7624	6878.7624	6878.7624
C2H4	0	0	0	0	0	0	0	5931.2448	5931.2448	5931.2448
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	5424.9098	5424.9098	5424.9098
C3H6	0.020532	0.020532	0.020532	0.017004	0.017005	0.0035285	0.0035285	19728	19728	19728
C3H8	0.040008	0.040008	0.040008	0.033133	0.033135	0.0068754	0.0068754	10137	10137	10137
1-BUTILENO	2922.1568	2922.1568	2922.1568	2419.9842	2420.0013	502.1725	502.1725	27607	27607	27607
C4H10	3003.0241	3003.0241	3003.0241	2486.9545	2486.9511	516.0696	516.0696	6328.0475	6328.0475	6328.0475
ISO-BUTANO	420.3652	420.3652	420.3652	348.1255	348.1334	72.2397	72.2397	20544	20544	20544
C5 +	266105.596	266105.596	266105.596	220373.972	220374.922	45729.3421	45729.3421	49321.5235	49321.5235	49321.5235
FLUJO TOTAL										
LBMOL/HR	3689.6552	3689.6552	3689.6552	3055.5881	3055.5881	634.0671	634.0671	4128.8459	5239.0319	5239.0319
LB/HR	272450	272450	272450	225630	225630	46821	46821	169040	189040	189040
VARIABLES:										
TEMP F	189.2567	168.7068	169.5649	169.5649	169.8577	169.5649	100	227.318	171.3316	105
PRES PSI	53.33	48.7	158	158	53.4	158	153	74	74	68.33
Frac Vapor	1	0	0	0	0	0	0	1	0.8181	0.692
ENTALPIA:										
BTU/LB	27.7243	-119.3674	-118.7054	-118.7054	-118.7054	-118.7054	-156.2088	-386.5314	-1066.3074	-1149.0555
BTU/HR	7.55E+06	-3.25E+07	-3.23E+07	-2.68E+07	-2.68E+07	-5.56E+06	-7.31E+06	-6.53E+07	-2.02E+08	-2.17E+08
ENTROPIA:										
BTU/LBMOL-R	3.9887	-13.2467	-13.2303	-13.2303	-13.1711	-13.2303	-17.85	-22.266	-25.601	-30.4958
BTU/LB-R	0.054017	-0.1793	-0.1791	-0.1791	-0.1783	-0.1791	-0.2417	-0.5438	-0.7094	-0.8451
DENSIDAD:										
LB/CUFT	0.6149	40.3382	40.3384	40.3384	40.2903	40.3384	43.2116	0.4231	0.5008	0.6112
PM prom.	73.8417	73.8417	73.8417	73.8417	73.8417	73.8417	73.8417	40.9419	36.0835	36.0835

Tabla 5 Resultados de la simulación para la planta de desintegración catalítica

Corriente	C65	C65A	C65B	C65C	C65D	C65E	C66	C67	C8	C8A
de :	DA-107	GA-122	EA-109	E120	EA-121	SP-65	SP-65	MI-67	----	----
a :	GA-122	EA-109	E120	EA-121	SP-65	----	MI-67	DA-103	MIX1	MIX1
Fase:	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR							
COMPONENTES: LB/HR										
H2	0	0	0	0	0	0	0	0.3531	0	857
H2O	0	0	0	0	0	0	0	62.1287	0	29614
H2S	0	0	0	0	0	0	0	176.7405	0	4911
N2	0	0	0	0	0	0	0	4.2879	0	4814
CO	0	0	0	0	0	0	0	0.1492	0	124.9
CO2	0	0	0	0	0	0	0	6.1497	0	738.01
CH4	0	0	0	0	0	0	0	23.6153	0	6608
C2H4	0	0	0	0	0	0	0	74.2841	0	5185
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	99.7548	0	4463
C3H6	0	0	0	0	0	0	0	1054.7919	0	20234
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	620.5738	0	10494
1-BUTILENO	0	0	0	0	0	0	0	4759.3806	0	31189
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	1288.0811	0	7338.48
ISO-BUTANO	0	0	0	0	0	0	0	2934.7322	0	22627
CS+	251619.167	251619.167	251619.167	251619.167	251619.167	217147.524	34472.9339	255135.439	401630.193	0
FLUJO TOTAL										
LBMOL/HR	2142.2181	2142.2181	2142.2181	2142.2181	2142.2181	1848.7248	293.4932	2451.136	3035.2043	4941.4773
LB/HR	251620	251620	251620	251620	251620	217150	34473	266240	401630	149200
VARIABLES:										
TEMP F	344.5448	345.3712	276	235	100	100	100	104.4495	972	972
PRES PSI	58.33	162	159	156	153	153	153	21.33	29	29
Frac Vapor	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1
ENTALPIA:										
BTU/LB	-5.1909	-4.5451	-46.5308	-70.0591	-140.6363	-140.6363	-140.6363	-158.3991	531.285	-998.3388
BTU/HR	-1.31E+06	-1.14E+06	-1.17E+07	-1.78E+07	-3.54E+07	-3.05E+07	-4.85E+06	-4.22E+07	2.13E+08	-1.49E+08
ENTROPIA:										
BTU/LBMOL-R	6.1458	6.1552	-0.2551	-4.0728	-16.922	-16.922	-16.922	-20.4789	77.5455	-9.5359
BTU/LB-R	0.052324	0.052404	-0.0021721	-0.034676	-0.144	-0.144	-0.144	-0.1885	0.586	-0.3158
DENSIDAD:										
LB/CUFT	39.4541	39.4774	42.2549	43.721	48.0487	48.0487	48.0487	46.8179	0.2522	0.056997
PM prom.	117.4573	117.4573	117.4573	117.4573	117.4573	117.4573	117.4573	108.619	132.3238	30.1927

Tabla 5 Resultados de la simulación para la planta de desintegración catalítica

Corriente	C101	C102	C103	C104	C105	C106	C107	C108	C109	C47
de :	DA-109	DA-109	SP-101	SP-101	EA-201	EA-202	SP-102	SP-102	GA-202	----
a :	EA-202	SP-101	----	EA-201	DA-109	SP-102	GA-202	----	DA-109	GA-201
Fase:	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA
COMPONENTES: LB/HR										
H2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2S	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	2.75E-06	0	0	0	0	2.75E-06	2.65E-06	1.02E-07	2.65E-06	1.02E-07
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4	1.51E-02	0	0	0	0	1.51E-02	1.45E-02	5.58E-04	1.45E-02	5.58E-04
C2H6	3.2681	3.0139-14	0	0	0	3.2681	3.1472	0.1209	3.1472	0.1209
C3H6	5.00E+05	3.08E+04	971.3465	2.98E+04	2.98E+04	5.00E+05	4.81E+05	1.85E+04	4.81E+05	1.95E+04
C3H8	2599.5166	2.97E+05	9367.5312	2.88E+05	2.88E+05	2599.5166	2503.351	96.1656	2503.351	9462.5951
1-BUTILENO	0	257.2358	8.1168	249.119	249.119	0	0	0	0	8.1158
C4H10	0	11.1885	0.353	10.8355	10.8355	0	0	0	0	0.353
ISO-BUTANO	0	318.7752	10.0586	308.7166	308.7166	0	0	0	0	10.0574
FLUJO TOTAL										
LBMOL/HR	1.19E+04	7474.0573	235.8367	7238.2206	7238.2206	1.19E+04	1.15E+04	441.7085	1.15E+04	677.5453
LB/HR	5.03E+05	3.28E+05	1.04E+04	3.18E+05	3.18E+05	5.03E+05	4.84E+05	1.86E+04	4.84E+05	2.89E+04
VARIABLES:										
TEMP F	113.8631	135.2144	135.2144	135.2144	138.8558	112.9466	112.9466	112.9466	113.0013	107.03
PRES PSI	270.2435	298.6902	298.6902	298.6902	279.4	267.2435	267.2435	267.2435	270	237.7
Frac Vapor	1	0	0	0	1	0	0	0	0	0.3715
ENTALPIA:										
BTU/LB	194.2939	-1011.8076	-1011.8076	-1011.8076	-816.677	68.6452	68.6452	68.6452	68.6663	-280.022
BTU/HR	9.76E+07	-3.32E+08	-1.05E+07	-3.22E+08	-2.60E+08	3.45E+07	3.32E+07	1.28E+06	3.32E+07	-8.11E+06
ENTROPIA:										
BTU/LBMOL-R	-39.8507	-74.5589	-74.5589	-74.5589	-60.6961	-49.0706	-49.0706	-49.0706	-49.0703	-54.0906
BTU/LB-R	-0.9467	-1.6977	-1.6977	-1.6977	-1.382	-1.1658	-1.1658	-1.1658	-1.1658	-1.2659
DENSIDAD:										
LB/CUFT	2.5615	26.8839	26.8839	26.8839	1.7645	29.6017	29.6017	29.6017	29.6071	5.369
PM prom.	42.0908	43.9177	43.9177	43.9177	43.9177	42.0908	42.0908	42.0908	42.0908	42.7266

Tabla 6 Resultados de la torre propano/propileno sistema convencional.

Corriente	C47A	C47B	C47C	C47D
de :	SP-47	SP-47	SP-47	GA-201
a :	DA-109	DA-109	DA-109	SP-47
Fase:	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: LB/HR				
H2	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0
H2S	0	0	0	0
N2	0	0	0	0
CO	0	0	0	0
CO2	3.39E-08	3.3877E-08	3.3877E-08	1.0163E-07
CH4	0	0	0	0
C2H4	1.86E-04	0.00018585	0.00018585	0.00055756
C2H6	0.0403	0.0403	0.0403	0.1209
C3H6	6.49E+03	6.49E+03	6489.3404	1.95E+04
C3H8	3154.1952	3.15E+03	3154.2018	9.46E+03
1-BUTILENO	2.7052	2.7052	2.7052	8.1158
C4H10	0.1176	0.1176	0.1176	0.353
ISO-BUTANO	3.3524	3.3524	3.3524	10.0574
FLUJO TOTAL				
LBMOL/HR	2.26E+02	225.8484	225.8486	677.5453
LB/HR	9.65E+03	9.65E+03	9.65E+03	2.89E+04
VARIABLES:				
TEMP F	156.588	156.588	156.588	156.588
PRES PSI	270	270	270	270
Frac Vapor	0	0	0	0
ENTALPIA:				
BTU/LB	-279.5592	-279.5592	-279.5592	-279.5592
BTU/HR	-2.70E+06	-2.70E+06	-2.70E+06	-8.09E+06
ENTROPIA:				
BTU/LBMOL-R	-54.2406	-54.2406	-54.2406	-54.2406
BTU/LB-R	-1.2694	-1.2694	-1.2694	-1.2694
DENSIDAD:				
LB/CUFT	21.7171	21.7171	21.7171	21.7171
PM prom.	42.7266	42.7266	42.7266	42.7266

Tabla 6 Resultados de la torre propano/propileno sistema convencional.

Tabla 7 Comparación de los resultados de la simulación contra los de diseño.

Corriente	C10			C14				
de :	MIX1		DA-101		DA-101			
# :	DA-101		EA-101		GA-105			
	Simulación	Diseño	Simulación	Diseño	% error	Simulación	Diseño	% error
Fase:	VAPOR		VAPOR			LIQUID		
<b>COMPONENTES: LB/HR</b>								
H2	857	875	862.3755	863	0.00	1.3819	2	0.00
H2O	29614	29614	34868	34826	0.03	418.6184	688	0.01
H2S	4911	4911	6773.0632	6319	0.10	79.0625	84	0.00
N2.CO.CO2	5676.81	5677	5810.1552	5821	0.00	17.9305	21	0.00
CH4	6909	6909	6906.0373	6834	0.02	35.3896	36	0.00
C2	9648	9648	11657.1638	11157	0.08	112.8512	125	0.00
C3	30728	30728	31799	32256	0.10	733.6828	833	0.01
C4	61154.48	61154	64863.7378	65427	0.12	2653.8231	3101	0.03
C5+	401630.193	401630	304178.543	311202	1.48	1380760.23	1378550	0.08
<b>FLUJO TOTAL</b>								
LB/HR	550830	550828	467710	474704	1.47	1384800	1384350	0.03
<b>VARIABLES:</b>								
TEMP F	871.6982	870	276.9158	277	0.03	344.9258	344.4	0.15
PRES PSI	29	29	26.83	26.83	0.00	26.4531	26.68	0.78
PM prom.	69.0546	67.76	56.0757	65.47	1.09	*	*	

Corriente	C34			C38A			C35		
de :	DA-103			SP-38			DA-104		
# :	DA-104			V-38			E103		
	Simulación	Diseño	% error	Simulación	Diseño	% error	Simulación	Diseño	% error
Fase:	VAPOR			LIQUID			LIQUID		
<b>COMPONENTES: LB/HR</b>									
H2	862.315	852	0.00	0	1	0.00	5.4989	6	0.00
H2O	269.3817	207	0.16	4.8767E-06	0	0.00	40.3441	35	0.00
H2S	6710.221	6519	3.09	35.4027	757	0.18	1843.3423	1376	0.33
N2.CO.CO2	5808.4762	5812	0.01	1.0163E-07	0	0.00	133.7651	142	0.01
CH4	6902.3314	6823	0.21	0	0	0.00	299.5064	223	0.05
C2	11529.9858	10945	1.52	0.12145756	163	0.04	1894.732	1478	0.30
C3	1699.8436	2656	2.61	29841	29182	0.17	891.2847	1180	0.20
C4	2583.4844	2392	0.52	60867.5385	60805	0.02	2587.8523	2274	0.22
C5+	2816.56258	3269	1.18	301641.179	288042	3.59	140438.737	134488	4.21
<b>FLUJO TOTAL</b>									
LB/HR	39193	38495	1.81	392380	378950	3.64	148130	141202	4.81
<b>VARIABLES:</b>									
TEMP F	119.8854	120	0.01	266.341	259.43	2.66	127.8565	128.5	0.50
PRES PSI	235.3	235.7	0.17	247.33	247.7	0.15	235.7	235.7	0.00
PM prom.	21.965	22.14	0.79	*	*		*	*	

Corriente	C42A			C58C			C39		
de :	DA-106			SP-58			DA-104		
# :	DEA			SP-58B			----		
	Simulación	Diseño	% error	Simulación	Diseño	% error	Simulación	Diseño	% error
Fase:	LIQUID			LIQUID			VAPOR		
<b>COMPONENTES: LB/HR</b>									
H2	0	0	0.00	0	0	0.00	856.9541	856	0.00
H2O	4.9767E-05	0	0.00	0	0	0.00	208.3994	202	0.02
H2S	35.4027	0	0.04	7.5956E-09	0	0.00	4874.7771	4150	2.49
N2.CO.CO2	1.0163E-07	0	0.00	0	0	0.00	5676.5012	5672	0.02
CH4	0	0	0.00	0	0	0.00	6507.3594	6602	0.02
C2	0.12145756	163	0.18	0	0	0.00	8648.5225	8476	0.59
C3	29841	29182	0.72	0.0104004	0	0.00	881.9397	1650	2.30
C4	59777.4547	59161	0.67	1090.4602	644	0.15	270.6187	353	0.28
C5+	4290.51407	3801	0.53	297350.846	287662	3.35	247.968793	238	0.03
<b>FLUJO TOTAL</b>									
LB/HR	83844	82144	1.95	298440	269306	3.16	29271	29099	0.59
<b>VARIABLES:</b>									
TEMP F	116.6092	109	6.98	385.7813	357.6	7.88	116.3033	116.5	0.70
PRES PSI	144.33	144	0.23	152.33	152	0.22	233.7	233.7	0.00
PM prom.	61.7982	60.93	1.71	*	*		18.935	18.05	0.60

Tabla 7 Comparación de los resultados de la simulación contra los de diseño.

Corriente	C47			C48			C60F		
de :	DA-108			SP-48			EA-134		
a :	----			----			----		
	Simulación	Diseño	% error	Simulación	Diseño	% error	Simulación	Diseño	% error
Fase:	LIQUID			LIQUID			LIQUID		
COMPONENTES: LB/HR									
H2	0	0	0.00	0	0	0.00	0	0	0.00
H2O	0	1	0.00	0	0	0.00	0	0	0.00
H2S	0	0	0.00	0	0	0.00	7.6002E-09	0	0.00
N2,CO,CO2	1.0163E-07	0	0.00	0	0	0.00	0	0	0.00
CH4	0	0	0.00	0	0	0.00	0	0	0.00
C2	0.12145756	0	0.00	0	0	0.00	0	0	0.00
C3	28930.6961	28664	0.81	809.731	518	0.62	0.0104038	0	0.00
C4	18.5282	327	1.06	69769.0704	68850	1.44	1090.4818	1646	1.26
C6+	0.06653113	0	0.00	4280.31087	3890	0.86	46729.3421	44609	2.74
FLUJO TOTAL									
LB/HR	28950	28154	0.70	64958	63058	3.01	46821	44606	6.20
VARIABLES:									
TEMP F	106.7266	103	3.62	203.3058	202	0.66	100	100	0.00
PRES PSI	237.7	237	0.30	245.7	246	0.29	163	163	0.00
PM prom.	42.7266	42.6	0.53	*	*	*	*	*	*

Corriente	C66E		
de :	SP-66		
a :	----		
	Simulación	Diseño	% error
Fase:	LIQUID		
COMPONENTES: LB/HR			
H2	0	0	0.00
H2O	0	0	0.00
H2S	0	0	0.00
N2,CO,CO2	0	0	0.00
CH4	0	0	0.00
C2	0	0	0.00
C3	0	0	0.00
C4	0	0	0.00
C6+	217147.524	210126	3.34
FLUJO TOTAL			
LB/HR	217160	210126	3.34
VARIABLES:			
TEMP F	100	100	0.00
PRES PSI	153	153	0.00
PM prom.	*	*	*

Curva de destilación DBE	Gasolina debutenizada			Aceite cíclico			Aceite decantado		
	Operación	Simulación	%error	Operación	Simulación	%error	Operación	Simulación	%error
0%	114	114.7	0.81	437.00	436.60	0.09	449.00	436.70	2.74
10%	164	163	6.84	601.00	604.30	0.66	669.00	727.50	8.74
60%	248	257.8	3.95	664.00	668.50	0.81	789.00	792.30	0.42
80%	384	381.4	0.69	663.00	668.40	0.69	936.00	980.60	5.94
100%	438	434.6	0.78	762.00	722.00	3.99	1040.00	1049.60	0.92
Promedio del %error			2.37			1.26			3.76
Flujo volumétrico B5PD	26984	26581	1.53	6736.00	6767.00	0.46	3424.00	3424.00	0.00

## Capítulo 7.

### Propuestas de mejoras.

El uso de empaques estructurados en el fraccionador de la FCC, tiene un impacto significativo en la caída de presión de este equipo. Este cambio en la presión esta en relación directa con el reactor, el regenerador, el compresor de aire y el compresor de gas húmedo. Comúnmente las FCC tienen problemas de ampliación debido a estos equipos. El fraccionador principal de la FCC tiene comúnmente una caída de presión de 5 a 3 psi, mientras que si se empaca el fraccionador se tiene una caída de 1 psi. Estos 4 o 2 psi nos pueden ayudar o aumentar la capacidad de la planta o disminuir los requerimientos de energía de los compresores.

Las plantas FCC son partes integrales de las refinerías, para la obtención de más gasolina, por lo cual están sujetas a ampliaciones. Uno de los equipos que más limitan esto son los equipos rotatorios y el fraccionador principal. Un fraccionador empacado reduce la caída de presión a lo largo de él, generando beneficios como;

- Aumento en la presión de succión del compresor de gas seco, lo que ocasiona el poder manejar flujos mayores o una disminución en los requerimientos de energía.
- Disminución en la presión de descarga de el soplador de aire, consecuentemente puede manejar mayor flujo.

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

El primero que usó comercialmente empaque estructurado en el fraccionador de la FCC fue Norm Liberman en 1983. Desde entonces muchos fraccionadores han sido empacados completamente. Aunque los cambios han tenido diferentes grados de beneficio. Los problemas en las columnas han sido asociados principalmente a errores de

diseño en los distribuidores de líquido. Eliminando los problemas de distribución de líquido, la eficiencia que se obtiene con los empaques es muy buena.

El efecto que cuando se coloca el empaque estructurado en el fraccionador es la reducción de la caída de presión a lo largo de la columna y un aumento en la presión en el domo, lo cual genera una mayor presión de succión al compresor. El compresor centrífugo desarrolla una determinada cabeza en proporción al flujo volumétrico de entrada. De modo que la densidad juega un papel muy importante en la capacidad de compresión del equipo. La cabeza politrópica puede ser reducida aumentando la presión de succión, disminuyendo la temperatura de entrada o disminuyendo la presión de descarga. La presión de descarga del compresor esta fija por la recuperación de C<sub>3</sub>, ya que una reducción de esta presión varía drásticamente la recuperación de estos importantes compuestos. El peso molecular en el compresor esta fijado por el funcionamiento del reactor. Si se trata de aumentar el peso molecular en el compresor cambiando las condiciones de la fraccionadora, esto se logra aumentando la temperatura de domos (para mantener en fase vapor los compuestos más pesados). Pero este cambio es contraproducente ya que al aumentar la temperatura de domos se genera un mayor volumen que elimina los beneficios logrados con un mayor peso molecular. De modo que la opción más lógica para mejorar el funcionamiento del compresor, en este caso es el de aumentar la presión de succión.

Los mayores costos de energía en los procesos de separación están asociados con los compresores, rehervidores y condensadores. Para reducir estos costos de operación, se han diseñado esquemas, los cuales muchas veces a pesar de reducir los requerimientos de energía, requieren de inversiones adicionales de equipo, causando que el nuevo esquema sea económicamente poco atractivo. Actualmente con el aumento del costo de la energía, y la disminución del costo de equipo, muchos de estos esquemas se han vuelto industrialmente comerciales. Además estos procesos son generalmente termodinámicamente más eficientes, y esta disminución en el gasto de energía, ayuda a reducir la contaminación del medio ambiente, un factor importante que se debe considerar en el diseño actual de procesos.

En las plantas FCC, generalmente se dispone de una torre de separación para la mezcla de propano y propileno. Este tipo de torres son equipos muy costosos, por el tamaño (mayores de 100 platos), y los reflujos que deben manejar, para obtener la pureza y recuperación necesaria de propileno ( 0.995 % en mol de propileno en el destilado con una recuperación del 0.95% del propileno que se alimenta). En el diseño original de la planta FCC en análisis, no se tenía contemplada la torre propano/propileno, por lo cual se procedió a su diseño. El número de platos y condiciones de operación se tomaron de otras

torres ya en operación. Con esta propuesta de una torre convencional como base, se analizaron otras opciones para ahorro de energía.

### **7.1 Columnas acopladas.**

Este tipo de arreglo se presenta cuando es posible utilizar el domo de una columna para vaporizar el fondo de otra columna. Por lo cual se ahorra aproximadamente el 50% de la energía necesaria. El problema de este sistema es la dependencia que crea entre las dos columnas, ya que en caso de tener que parar una columna, la otra también lo tendría que hacer. Además el diseño de los intercambiadores de calor debe de ser muy cuidadoso, ya que una picadura en los tubos mezclaría las dos corrientes. En la planta FCC se encuentran gran cantidad de columnas acopladas, principalmente con la fraccionadora. A pesar de esto aun quedan corrientes que podrían ser utilizadas, las dos opciones por los rangos de temperatura que maneja el fondo de la torre propano/propileno, son el condensador de la fraccionadora EA-101 y EA-102 y el condensador de la depentanizadora EA-133.

### **7.2 Bombas de calor.**

Las bombas de calor son sistemas en los cuales por medio de la recompresión de vapores del domo o la expansión de la corriente de fondos, se transfiere calor del domo al fondo o del fondo al domo. El sistema tiene la finalidad de modificar las temperaturas de condensación y de ebullición, según sea el caso, por medio de compresores y válvulas de expansión. En el caso de no ser iguales el calor necesario en el condensador y en el rehervidor, se utilizan intercambiadores de calor auxiliares.

Normalmente las presiones de las torres propano/propileno se fijan en función de la temperatura de condensación del destilado, ya que a temperaturas de condensación menores de 100°F no es recomendable el uso de agua de enfriamiento, esta se suministra normalmente a 90°F. Por lo cual para una columna que usa agua de enfriamiento en su condensador la presión a la cual debe operar es de alrededor de 300 psia. En el caso de usar una bomba de calor para condensar la corriente de destilado, por alguno de los esquemas antes mencionados, las restricciones para la presión ya no son válidas, y se pueden operar estas torres a presiones considerablemente más bajas (100 psia). Esto produce un aumento en la volatilidad relativa entre el propano y el propileno, y para un determinado número de platos una disminución en los requerimientos de servicios.

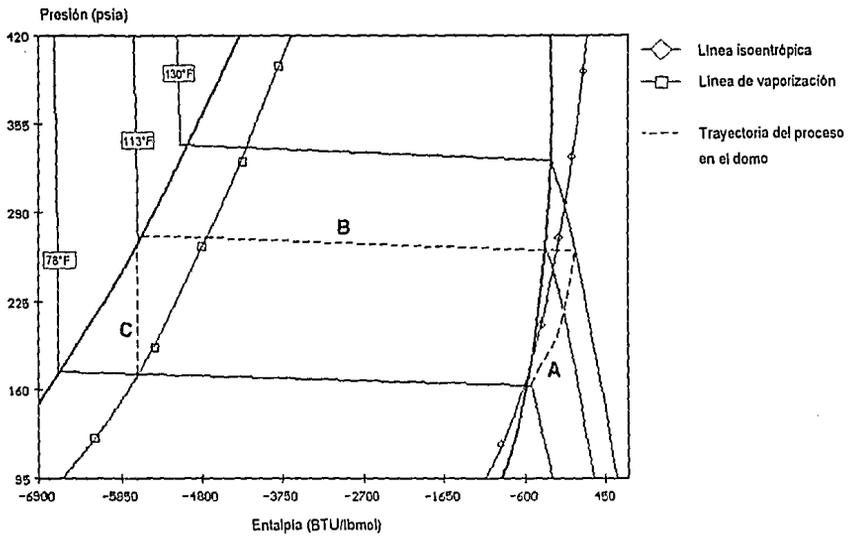


Fig. 9 Esquema termodinámico para la bomba de calor con recompresión de domos.

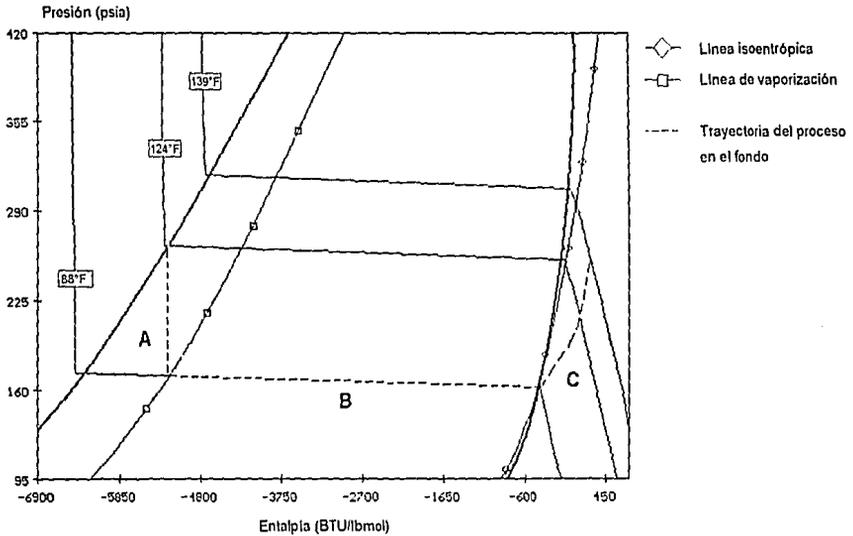


Fig. 10 Esquema termodinámico para la bomba de calor con expansión de fondos.

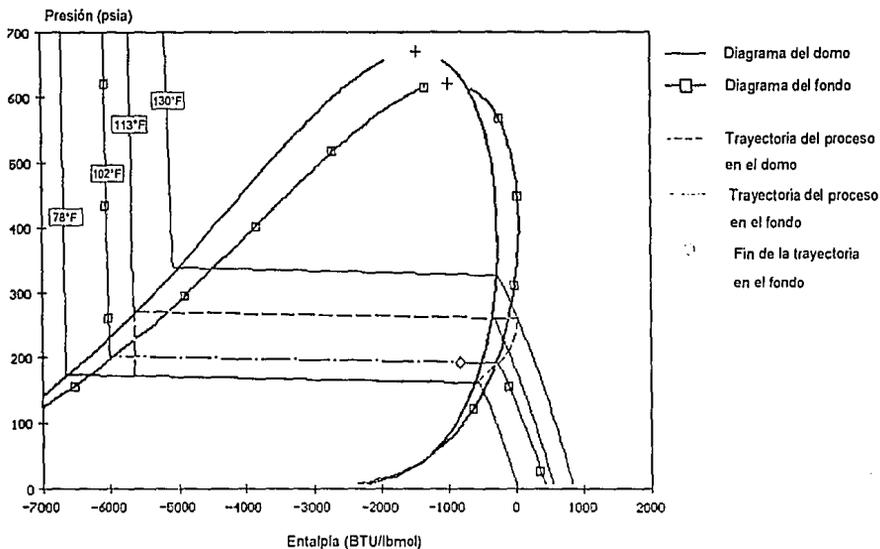


Fig. 11 Esquema combinado para el fondo y domo de la torre propano/propileno con bomba de calor con recompresión de domos.

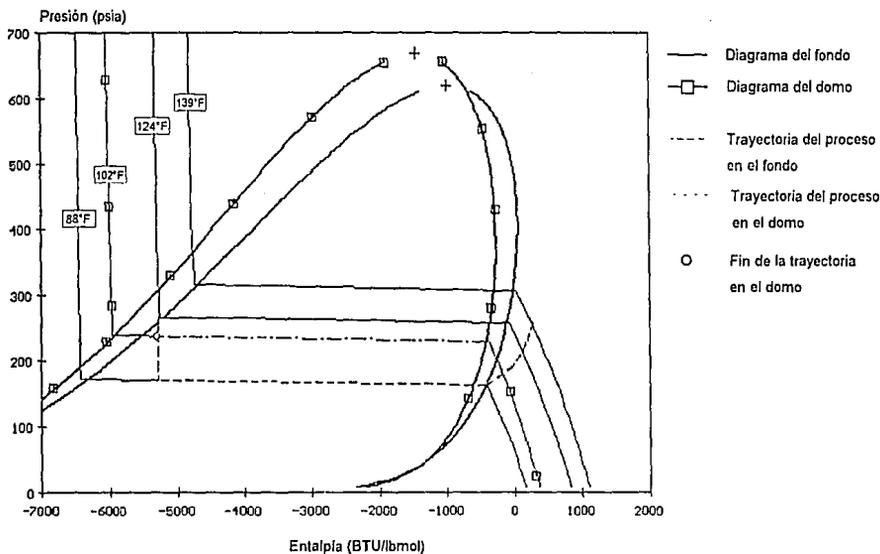


Fig. 12 Esquema combinado para el fondo y domo de la torre propano/propileno con bomba de calor con expansión de fondos.

Cuando el destilado es un buen refrigerante, no presenta problemas de polimerización, descomposición o corrosión, se puede usar el esquema de recompresión de vapor. El vapor del domo de la columna se comprime a una presión a la cual la temperatura de condensación es superior a la temperatura de ebullición del producto de fondos, etapa A en la fig. 9 (los valores son los generados en la simulación). El calor de condensación del vapor del destilado puede entonces ser utilizado para hacer funcional el rehervidor de la columna, etapa B. El condensado es llevado a la presión del domo de la torre por medio de la una válvula de expansión, etapa C. La porción del destilado que se vaporiza después de la válvula de expansión, se separa en un separador a dos fases y se vuelve a comprimir.

En el otro caso se puede usar el líquido de fondos como refrigerante, siempre y cuando no presente los problemas antes expuestos. El líquido de fondos se somete a un flash a través de una válvula de expansión hasta una presión correspondiente a una temperatura de saturación del destilado, etapa A en la fig. 10. De esta manera el líquido de fondos se usa como medio de enfriamiento en el condensador de domos, etapa B. El vapor producido en el condensador se comprime hasta la presión de fondos de la columna, etapa C.

En la figuras 11 y 12 se muestran para las dos tipos de bombas de calor las trayectorias del proceso para la corriente de destilado y fondos dentro de un diagrama termodinámico. Los valores de las gráficas son extraídos de la simulación y de un programa para generación de diagramas termodinámicos.

## **7.3 Resultados de las propuestas.**

### **7.3.1 Torre fraccionadora DA-101.**

El uso de empaques en la torre fraccionadora es recomendable si se pretende ampliar la capacidad de la planta, ya que permite el manejo entre un 10% a un 20% más de carga, sin el cambio de los equipos rotatorios principales o el cuerpo de la fraccionadora. También es recomendable en el caso de la construcción de una nueva planta ya la fraccionadora podría ser de un diámetro menor y se necesitarían compresores y sopladores de menor potencia. Los cambios en el fraccionador se realizaron de manera que las especificaciones de los productos se mantuvieran iguales al del diseño original. Para esto se realizó no solo la simulación del fraccionador sino de toda la planta para cada una de las propuestas.

Se probaron dos tipos de propuestas para el uso de los empaques. La primera es disminuir la presión de descarga del soplador, de tal manera que la presión de domos sea

la misma, pero la de fondos disminuya. Además se elimina el uso del reflujo proveniente del condensador y se propone controlar la temperatura de fondos por medio de una bomba de calor. La salida de fondos se enfría posteriormente hasta 105°F. Las ventajas de este sistema, además de poder disminuir la potencia del soplador aproximadamente 10% o manejar mayor flujo, es tener una mayor presión de succión en el compresor (GB-101). Esto es debido a la eliminación de un intercambiador de calor entre el domo de la fraccionadora y el compresor. En el esquema original el compresor tiene una potencia de 3438.6 HP, con esta propuesta la potencia del compresor se reduce a 2841.65 HP, 17% menos. En este caso se mantuvo la temperatura de fondos igual a 688°F. Al mantenerse la misma temperatura de fondos y bajar la presión de ésta zona, el factor de separación aumenta y se tiene una menor cantidad de ligeros en el fondo. Para corregir esta desviación en el producto de fondos, se bajó la temperatura de fondos a 676°F, de tal manera que hubiera más ligeros en esta corriente. Esto se realizó aumentando el flujo de la corriente IC-5. En la tabla se presentan las curvas de destilación D86 para el aceite cíclico ligero para las propuestas.

Corriente C25 D86	Diseño original Temp. fondos 688 °F (°F)	Propuesta 1 Temp. fondos 688° F (°F)	Propuesta 2 Temp. fondos 676 °F (°F)
0%	436.7	446.1	438.1
10%	727.5	728.0	726.1
50%	792.3	792.3	792.4
90%	990.55	990.5	990.5
100%	1049.6	1049.6	1049.5
Flujo total BSPD	3429	3429	3429

Tabla 8.

Las corrientes IC-5 y IC-6 generan vapor, por lo que un aumento en su flujo genera en este caso un 8.5% más de vapor, el cual se usa en la planta. Originalmente la carga térmica del fondo que se usa para generar vapor es de 1.18091E+8 BTU/hr, si se mantiene la temperatura en 688°F y se usan los empaques, esta carga térmica varía ligeramente 1.145455E+8 (se produce 3% menos de vapor), pero si se baja la temperatura de fondos a 676°F la carga térmica es de 1.2818E+8. Sin embargo, a pesar de tener una

ganancia en la producción de vapor, el compresor solo tiene una disminución de la potencia del 10% (3095 HP) con respecto a la operación normal.

Durante el cálculo de las opciones de mantuvo constante las cargas térmica en los equipos que intercambian calor con las otras columnas de destilación, de tal manera de no alterar el funcionamiento de las columnas. La otra variable que se altera es la carga térmica del enfriador del domo de la fraccionadora, de tal manera de controlar las cantidad de pesados en la corriente de gasolina. Los equipos que controlan este efecto son en el diseño original los intercambiadores de calor EA-101 y EA-102, y en la propuesta son la bomba de calor y el intercambiador EA-101. Para el caso de mantener la temperatura de fondos a 688°F se tuvo un ligero aumento la carga térmica de ambos equipos del 1.5% ( $1.07965E+8$  BTU/hr) con una temperatura de domos de 271°F. En el siguiente caso de tener una temperatura de fondos de 676°F se tuvo una disminución del 5.8% ( $1.0018E+8$  BTU/hr) con temperatura de domo de 272°F. Esto nos da una reducción en la misma proporción en la cantidad de agua de enfriamiento para enfriar la corriente de domos.

La segunda propuesta para los empaques es no reducir la presión de descarga del soplador, lo que causa que la presión de domos suba 2 psia. Este cambio sumado con la disminución de la caída de presión en el enfriador del domo, debido al uso de la bomba de calor, causa una considerable disminución de la potencia del compresor (GB-101). Con esta propuesta la potencia se reduce a 2840.6 HP, esto nos da un ahorro de 17%. La carga térmica de las corrientes de fondos se mantiene igual y los enfriadores de la corriente de domos no tienen una variación significativa (1.06%). La temperatura del fondo de la torre se mantuvo en 688°F y la temperatura del domo cambia ligeramente hasta 275.4°F.

En las tres opciones anteriores se alteró el flujo de vapor que entra al fondo de la torre agotadora conectada en los platos 13 y 12 del fraccionador principal. Este flujo de vapor controla la cantidad de ligeros que se encuentran en la corriente de aceite ciclico ligero. El flujo original es de 3394 lb/hr de vapor del alta (275 psia). Para la primera propuesta a 688°F se requiere solamente 3111 lb/hr de vapor de alta, debido principalmente, al cambio que produce el cambio de presión, en la temperatura de los platos y en factores de separación (originalmente en el plato 13 se tiene una temperatura de 446.0°F que cambia a 446.6°F). En el caso de bajar la temperatura de domos a 676°F se necesita 3919 lb/hr. Este aumento en el flujo de vapor es a causa de que baja la temperatura en el plato de extracción (433.7°F en el plato 13), por lo cual se tienen más pesados que hay que agotar por medio del vapor. En la segunda propuesta para la presión de la torre la cantidad de vapor necesario fue de 3072 lb/hr. En este caso el efecto es

inverso al explicado anteriormente por el aumento en las temperaturas en los platos (447.6°F en el plato 13). Como se puede ver la cantidad de vapor de agotamiento es muy sensible a las condiciones de operación.

Para observar los los cambios que sufre la torre fraccionadora en los flujos de entrada y salida debido a las diferentes propuestas se genera la siguiente tabla.

Corrientes e interconexiones	Diseño Flujo molar (lbmol/hr)	Corrientes e interconexiones	Propuesta 1a Flujo molar (lbmol/hr)	Propuesta 1b Flujo molar (lbmol/hr)	Propuesta 2 Flujo molar (lbmol/hr)
C10	8340	C10	8002	8041	8003
C12D	334	IC-7	1958	208	1531
C14K	8997	C14K	8967	9261	9052
C14	11519	C14	11563	11465	11537
IC-3	2754	IC-3	2839	2442	2731
IC-2	262	IC-2	243	292	243
IC-1	454	IC-1	449	453	451
C22	2139	C22	2128	2165	2140
C21	3052	C21	3129	2927	3051
IC-4	913	IC-4	1000	762	911
IC-5	2253	IC-5	2218	2664	2253
IC-6	253	IC-6	209	254	253
C25	124.1	C25	123.9	124.2	124.1
C19	380.6	C19	378.4	378.7	378.3
S1	111	S1	111	111	111
S2	188	S2	172	217	170
Pres. domo (psia)	25.83	Pres. domo (psia)	25.83	25.83	27.53
Pres. fondo (psia)	28.53	Pres. fondo (psia)	26.83	26.83	28.53
Temp. domo (°F)	277	Temp. domo (°F)	271	272	275
Temp. fondo (°F)	688	Temp. fondo (°F)	688	676	688

Tabla 9.



El cambio en los flujos no es suficientemente grandes para tener que cambiar las dimensiones de la torre o su estructura. Al igual que los cambios de presión y temperatura tampoco obligaría a un cambio en los materiales usados para la torre.

### 7.3.2 Torre de destilación propano/propileno DA-109.

Se evaluaron diferentes configuraciones para la torre propano/propileno, en comparación con un sistema convencional. El sistema convencional es una torre de platos tipo Ballast, con rehervidor y condensador a una presión absoluta de 19 kg/cm<sup>2</sup>. La recuperación es de 95% de propileno con una pureza de 0.995 % en el destilado. Las diferentes configuraciones son:

1. Torre con rehervidor y condensador empacada.
2. Torre con bomba de calor con recompresión de domos.
3. Torre con bomba de calor con expansión de fondos.
4. Torre acoplada a una corriente de proceso.

Para el primer caso se evaluaron varios tipos de empaques, con una caída de presión de 1.6 hasta 4.6 psia. Esto causa que para el flujo de operación el diámetro requerido de la torre se considerablemente menor.

	Diámetro (ft)	ΔP (psi)
Platos tipo Ballast	13.23	28.22
Empaque tipo IMTP	11.2	1.6
Empaque tipo "Grid"	8.39	4.57

Tabla 10.

El otro punto a comparar fueron los requerimientos de servicios para la operación tanto de la columna con platos como con empaques. Esto se hizo en base a los servicios a las condiciones de la refinería y sus precios. El agua de enfriamiento se dispone a 90°F y puede retornar hasta con una temperatura de 110°F. El costo para el agua de enfriamiento en la planta es de N\$ 0.337 por m<sup>3</sup>. Para el vapor de baja se tiene una presión de 10 kg/cm<sup>2</sup>, con un costo de N\$22.057 por tonelada. Se considera condensación total lo que da un ΔH de 866 BTU/lb. Las dos torres tienen la misma presión de domos (270.24 psia).

	Torre de platos	Torre empacada
Temperatura de domos (°F)	113.86	113.86
Temperatura de fondos (°F)	135.21	126.35
Carga del condensador (BTU/hr)	6.314E+7	6.073E+7
Carga del rehervidor (BTU/hr)	6.203E+7	5.954E+7
Flujo de líquido al plato 1 (BSPD)	69887	67112
Costo de operación (N\$/hr)	1194	1147

Tabla 11.

La reducción en los costos de operación es del 3.9%, y la potencia en la bomba de reflujo se reduce en la misma proporción.

En el caso de adaptar a la torre de destilación un sistema de bomba de calor con recompresión de domos, se puede operar la torre a una presión menor, con el consecuente aumento en el factor de separación y disminución de los requerimientos de servicios. Se elimina el uso de vapor y la diferencia en la carga del rehervidor y condensador es compensada con agua de enfriamiento. El primer factor a optimizar es la presión de trabajo de la torre, en base al costo de operación. No se consideró el uso de agua subenfriada, por lo cual no es recomendable la operación del condensador con agua de enfriamiento a temperaturas menores de 100°F. Se usó un acercamiento de 11°F entre las corrientes del condensador/rehervidor. El precio del KW-h de electricidad es de N\$ 0.198 para el uso en el compresor.

Presión del domo (kg/cm <sup>2</sup> )	Costo de operación (N\$/hr)
7	647.1
10	421.9
12	370.4
13	381
14	Requiere vapor

Tabla 12.

El costo de operación menor se obtuvo para la presión de 12 kg/cm<sup>2</sup>. En el caso de la presión de 14 kg/cm<sup>2</sup>, se requiere de vapor extra para llegar a las especificaciones de pureza o una presión demasiado grande en la descarga del compresor. El uso de vapor no





Corriente	C101	C102	C103	C104	C105	C106	C107	C108	C109	C112
de :	DA-109	DA-109	GB-201	SP-202	SP-202	E201	EA-203	MI-202	VAL-1	E201
a :	MI-201	SP-205	SP-202	E201	EA-203	MI-202	MI-202	VAL-1	FA-203	DA-109
Fase:	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	LIQUIDO	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA
COMPONENTES: LB/HR										
H2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2S	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	1.84E-06	0	3.69E-06	3.20E-06	4.95E-07	3.20E-06	4.95E-07	3.69E-06	3.69E-06	0
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4	1.01E-02	0	1.75E-02	1.51E-02	2.34E-03	1.51E-02	2.34E-03	1.75E-02	1.75E-02	0
C2H6	2.1962	0	3.3768	2.9242	0.4526	2.9242	0.4526	3.3768	3.3768	0
C3H6	3.35E+05	3.70E+04	4.02E+05	3.48E+05	5.39E+04	3.48E+05	5.39E+04	4.02E+05	4.02E+05	3.80E+04
C3H8	1731.5424	3.57E+05	2044.4494	1.77E+03	2.74E+02	1770.3895	274.0599	2044.4494	2044.4494	3.47E+05
1-BUTILENO	0	308.909	0	0	0	0	0	0	1.9040-34	300.7923
C4H10	0	13.4361	0	0	0	0	0	0	0	13.083
ISO-BUTANO	0	382.8115	0	0	0	0	0	0	0	372.7529
FLUJO TOTAL										
LBMOL/HR	8.01E+03	8975.5705	9594.5231	8308.3705	1286.1526	8.31E+03	1.29E+03	9594.5231	9.59E+03	8739.7338
LB/HR	3.37E+05	3.94E+05	4.04E+05	3.50E+05	5.41E+04	3.50E+05	5.41E+04	4.04E+05	4.04E+05	3.84E+05
VARIABLES:										
TEMP F	78.471	102.1237	130.5516	130.5516	130.5516	112.8709	113.1759	112.8709	78.466	102.4528
PRES PSI	170.6801	199.1268	270	270	270	267	268	267	170.6801	199.1268
Frac Vapor	1	0	1	1	1	2.69E-05	0	2.64E-04	0.1656	0.9166
ENTALPIA:										
BTU/LB	189.0049	-1037.3185	202.551	202.551	202.551	68.7237	68.946	68.7535	68.7535	-915.3889
BTU/HR	6.37E+07	3.91E+00	8.18E+07	7.08E+07	1.10E+07	2.40E+07	3.73E+06	2.78E+07	2.78E+07	4.49E+00
ENTROPIA:										
BTU/LBMOL-R	-39.5571	-76.4482	-39.2594	-39.2594	-39.2594	-49.0723	-49.0564	-49.0701	-48.9682	-66.919
BTU/LB-R	-0.9398	-1.7407	-0.9327	-0.9327	-0.9327	-1.1658	-1.1655	-1.1658	-1.1634	-1.5237
DENSIDAD:										
LB/CUFT	1.5498	30.0407	2.3864	2.3864	2.3864	29.6009	29.5788	29.5258	7.5535	2.0503
PM prom.	42.0907	43.9176	42.0906	42.0906	42.0906	42.0906	42.0906	42.0906	42.0906	43.9176

Tabla 13 Resultados de la simulación de la torre propano/propileno con bomba de calor con recompresión de domos.

Corriente	C114	C115	C116	C117	C118	C119	C120	C47	C47A	C47B
de :	SP-205	SP-205	FA-203	MI-201	FA-203	SP-201	SP-201	----	SP-47	SP-47
a :	E201	----	MI-201	GB-201	SP-201	----	DA-109	GA-201	DA-109	DA-109
Fase:	MEZCLA	MEZCLA	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: LB/HR										
H2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2S	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	0	0	1.85E-06	3.69E-06	1.84E-06	1.02E-07	1.74E-06	1.02E-07	3.39E-08	3.39E-08
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4	0	0	7.33E-03	1.75E-02	1.01E-02	5.59E-04	9.57E-03	5.58E-04	1.86E-04	1.86E-04
C2H6	0	0	1.1806	3.3768	2.1962	0.1211	2.075	0.1209	4.03E-02	4.03E-02
C3H6	3.60E+04	9.72E+02	6.66E+04	4.02E+05	3.35E+05	1.85E+04	3.17E+05	1.95E+04	6.49E+03	6.49E+03
C3H8	3.47E+05	9.37E+03	312.9366	2.04E+03	1.73E+03	95.5407	1635.972	9462.5951	3154.1952	3154.198
1-BUTILENO	300.7923	8.1167	0	0	0	0	0	8.1158	2.7052	2.7052
C4H10	13.083	0.353	0	0	0	0	0	0.353	0.1176	0.1176
ISO-BUTANO	372.7529	10.0585	0	0	0	0	0	10.0574	3.3524	3.3524
FLUJO TOTAL										
LBMOL/HR	8.74E+03	235.8367	1589.3129	9594.5231	8005.2102	4.42E+02	7.56E+03	677.5453	2.26E+02	225.8484
LB/HR	3.84E+05	1.04E+04	6.69E+04	4.04E+05	3.37E+05	1.86E+04	3.18E+05	2.89E+04	9.65E+03	9.65E+03
VARIABLES:										
TEMP F	102.1232	102.1232	78.466	78.4702	78.466	78.466	78.466	107.03	152.5704	152.5704
PRES PSI	199.1268	199.1268	170.6801	170.6801	170.6801	170.6801	170.6801	237.7	199.1268	199.1268
Frac Vapor	2.71E-06	2.71E-06	1	1	0	0	0	0.3715	0	0
ENTALPIA:										
BTU/LB	-1037.3183	-1037.3183	189.5506	189.0954	44.7717	44.7717	44.7717	-280.022	-280.2203	-280.2203
BTU/HR	4.02E+00	5.93E+00	1.27E+07	7.64E+07	1.51E+07	8.32E+05	1.43E+07	-2.11E+00	-2.70E+06	3.30E+00
ENTROPIA:										
BTU/LBMOL-R	-76.448	-76.448	-39.5482	-39.5556	-50.8384	-50.8384	-50.8384	-54.0906	-54.2441	-54.2441
BTU/LB-R	-1.7407	-1.7407	-0.9396	-0.9397	-1.2078	-1.2078	-1.2078	-1.2659	-1.2695	-1.2695
DENSIDAD:										
LB/CUFT	30.0396	30.0396	1.5498	1.5498	32.7056	32.7056	32.7056	5.369	21.2631	21.2631
PM prom.	43.9176	43.9176	42.0897	42.0906	42.0907	42.0907	42.0907	42.7266	42.7266	42.7266

Tabla 13 Resultados de la simulación de la torre propano/propieno con bomba de calor con recompresión de domos.

Corriente	C47C	C47D
de :	SP-47	GA-201
a :	DA-109	SP-47
Fase:	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: LB/HR		
H2	0	0
H2O	0	0
H2S	0	0
N2	0	0
CO	0	0
CO2	3.39E-08	1.02E-07
CH4	0	0
C2H4	1.86E-04	5.58E-04
C2H6	4.03E-02	0.1209
C3H6	6.49E+03	1.95E+04
C3H8	3154.2018	9.46E+03
1-BUTILENO	2.7052	8.1158
C4H10	0.1176	0.353
ISO-BUTANO	3.3524	10.0574
FLUJO TOTAL		
LBMOL/HR	2.26E+02	677.5453
LB/HR	9.65E+03	2.89E+04
VARIABLES:		
TEMP F	152.5704	152.5704
PRES PSI	199.1268	199.1268
Frac Vapor	0	0
ENTALPIA:		
BTU/LB	-280.2203	-280.2203
BTU/HR	3.30E+00	-2.11E+00
ENTROPIA:		
BTU/LBMOL-R	-54.2441	-54.2441
BTU/LB-R	-1.2695	-1.2695
DENSIDAD:		
LB/CUFT	21.2631	21.2631
PM prom.	42.7266	42.7266

Tabla 13 Resultados de la simulación de la torre propano/propileno con bomba de calor con recompresión de domos.

Corriente	C101	C102	C106	C107	C108	C109	C111	C112	C113	C114
de :	DA-109	DA-109	E202	SP-201	SP-201	GA-202	VAL-1	E202	GB-201	SP-105
a :	E202	SP-105	EA-202	----	GA-202	DA-109	E202	GB-201	DA-109	VAL-1
Fase:	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO
COMPONENTES: LB/HR										
H2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2S	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	2.34E-06	0	2.34E-06	1.02E-07	2.24E-06	2.24E-06	0	0	0	0
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4	1.29E-02	0	1.29E-02	5.58E-04	1.23E-02	1.23E-02	0	0	0	0
C2H6	2.7882	0	2.7882	0.121	2.6671	2.6671	4.7069-15	0	0	0
C3H6	4.26E+05	4.17E+04	4.26E+05	1.85E+04	4.07E+05	4.07E+05	4.07E+04	4.07E+04	4.07E+04	4.07E+04
C3H8	2185.8056	4.02E+05	2185.8056	9.49E+01	2.09E+03	2090.8788	3.93E+05	3.93E+05	3.93E+05	3.93E+05
1-BUTILENO	0	347.4157	0	0	0	0	339.3255	339.3255	339.3255	339.3255
C4H10	0	15.1108	0	0	0	0	14.7589	14.7589	14.7589	14.7589
ISO-BUTANO	0	430.5304	0	0	0	0	420.5047	420.5047	420.5047	420.5047
FLUJO TOTAL										
LBMOL/HR	1.02E+04	1.01E+04	1.02E+04	441.7085	9729.1762	9.73E+03	9.89E+03	9891.6407	9.89E+03	9891.6407
LB/HR	4.28E+05	4.45E+05	4.28E+05	1.86E+04	4.10E+05	4.10E+05	4.34E+05	4.34E+05	4.34E+05	4.34E+05
VARIABLES:										
TEMP F	102.5342	124.484	101.8565	100.8374	100.8374	100.9255	88.0162	90	139.2271	124.484
PRES PSI	234.6851	263.1318	232.6851	229.6851	229.6851	234.6851	165	163	263.1318	263.1318
Frac Vapor	1	0	0.1241	0	0	0	0.1922	1	1	0
ENTALPIA:										
BTU/LB	192.938	-1020.4815	77.1129	59.9845	59.9845	60.0218	-1020.4815	-906.341	-892.6306	-1020.4815
BTU/HR	8.26E+07	-4.54E+08	3.30E+07	1.12E+06	2.46E+07	2.46E+07	-4.43E+08	-3.94E+08	-3.88E+08	-4.43E+08
ENTROPIA:										
BTU/LBMOL-R	-39.7499	-75.1868	-48.4191	-49.7017	-49.7017	-49.7011	-75.0689	-65.8995	-65.5845	-75.1868
BTU/LB-R	-0.9443	-1.712	-1.1503	-1.1808	-1.1808	-1.1808	-1.7093	-1.5005	-1.4933	-1.712
DENSIDAD:										
LB/CUFT	2.1838	27.9882	11.6337	30.7678	30.7678	30.776	6.8561	1.5121	2.431	27.9882
PM prom.	42.0907	43.9176	42.0907	42.0907	42.0907	42.0907	43.9176	43.9176	43.9176	43.9176

Tabla 14 Resultados de la simulación de la torre propano/propileno con bomba de calor con expansión de fondos.

Corriente	C115	C116	C47	C47A	C47B	C47C	C47D
de :	SP-105	EA-202	----	SP-47	SP-47	SP-47	GA-201
a :	----	SP-201	GA-201	DA-109	DA-109	DA-109	SP-47
Fase:	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: LB/HR							
H2	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0
H2S	0	0	0	0	0	0	0
N2	0	0	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0
CO2	0	2.34E-06	1.02E-07	3.39E-08	3.39E-08	3.39E-08	1.02E-07
CH4	0	0	0	0	0	0	0
C2H4	0	1.29E-02	0	1.86E-04	1.86E-04	1.86E-04	5.58E-04
C2H6	0	2.7882	0.1209	4.03E-02	4.03E-02	4.03E-02	0.1209
C3H6	9.71E+02	4.26E+05	1.95E+04	6.49E+03	6.49E+03	6.49E+03	1.95E+04
C3H8	9367.6273	2.19E+03	9462.5951	3.15E+03	3.15E+03	3154.2018	9462.5951
1-BUTILENO	8.0902	0	8.1158	2.7052	2.7052	2.7052	8.1158
C4H10	0.3518	0	0.353	0.1176	0.1176	0.1176	0.353
ISO-BUTANO	10.0256	0	10.0574	3.3524	3.3524	3.3524	10.0574
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	2.36E+02	1.02E+04	677.5453	225.8482	225.8484	2.26E+02	6.78E+02
LB/HR	1.04E+04	4.28E+05	2.89E+04	9.65E+03	9.65E+03	9.65E+03	2.89E+04
VARIABLES:							
TEMP F	124.484	100.8374	107.03	156.588	156.588	156.588	156.588
PRES PSI	263.1318	229.6851	237.7	270	270	270	270
Frac Vapor	0	0	0.3715	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LB	-1020.4815	59.9845	-280.022	-279.5592	-279.5592	-279.5592	-279.5592
BTU/HR	-1.06E+07	2.57E+07	-8.11E+06	-2.70E+06	-2.70E+06	-2.70E+06	-8.09E+06
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-75.1868	-49.7017	-54.0906	-54.2406	-54.2406	-54.2406	-54.2406
BTU/LB-R	-1.712	-1.1808	-1.2659	-1.2694	-1.2694	-1.2694	-1.2694
DENSIDAD:							
LB/CUFT	27.9882	30.7678	5.369	21.7171	21.7171	21.7171	21.7171
PM prom.	43.9176	42.0907	42.7266	42.7266	42.7266	42.7266	42.7266

Tabla 14 Resultados de la simulación de la torre propano/propileno con bomba de calor con expansión de fondos.

reduce considerablemente la potencia necesaria en el compresor, por lo que los costos de operación son mayores.

Una vez establecida la presión de la torre, se optimiza el acercamiento en el condensador rehervidor, esto se realiza aumentando o disminuyendo la presión de descarga del compresor. A menor acercamiento menor es la potencia requerida en el compresor, con su la consecuente disminución en los gastos de operación (fig. 13). Pero el área del condensador/rehervidor aumenta considerablemente a medida que se disminuye el acercamiento. Este es un factor importante a considerar, debido a la gran cantidad de área necesaria para intercambiar el calor. El sistema debe manejar cargas térmicas grandes y tiene coeficientes de transferencia de calor chicos. Dado que los precios de los equipos varían dependiendo del proveedor y el tipo de intercambiador que se utilice, solo se reportan las áreas en la gráfica de la fig. 14.

El siguiente esquema a considerar fue el de una torre empacada con compresión de domos. Al ser menor la caída de presión esto nos beneficia directamente en la potencia del compresor. Además se tiene una reducción en el diámetro de la torre como se vio anteriormente.

	Agua de enfriamiento (m <sup>3</sup> /hr)	Electricidad (Kw-hr)	Costo de operación (N\$/hr)
Torre de platos	165.2	1593.7	370.4
Torre empacada	121.3	1087	256.1

Tabla 15.

Dado que la reducción en los costos de operación es considerable con el uso de los empaque (31%), es recomendable es caso de implementar una bomba de calor también empacar la torre o utilizar platos con la menor caída de presión posible.

El tercer esquema que se consideró fue la bomba de calor con expansión de fondos. Los costos de operación para este sistema fueron mayores que para el anterior, debido principalmente a la presión a la que debe de operar la torre. La presión de operación esta fijada principalmente, si no se considera agua subenfriada o un refrigerante externo, por la temperatura de condensación. La presión de operación de la torre fue de 234.7 psia para tener una temperatura de condensación de 100°F, en comparación con 170.7 psia para el sistema de recompresión de domos.

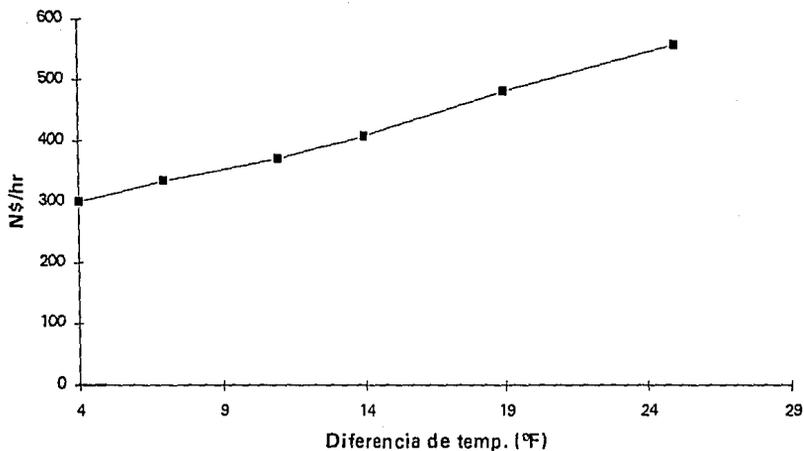
Agua de enfriamiento (m <sup>3</sup> /hr)	327.7
Electricidad (KW-hr)	1744.9
Costo de operación (N\$/hr)	455.9

Tabla 16.

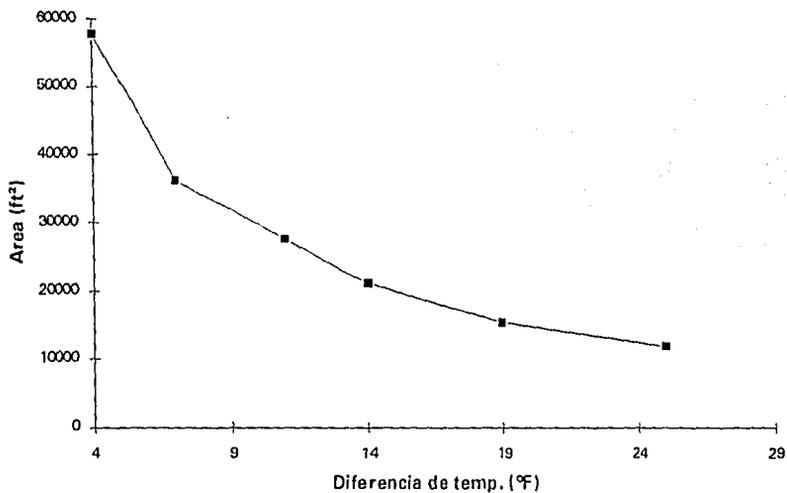
La última consideración fue el de acoplar el rehervidor de la torre propano/propileno, con el con el condensador de otra torre. Dado el esquema de la planta existen dos corrientes que tienen la temperatura necesaria para poder intercambiar calor con la corriente de fondos de la torre propano/propileno. Estas corrientes son la C10 de domos de la torre fraccionadora DA-101 (277°F) y la C60 de domos de la depentanizadora DA-107 (289°F). Estas corrientes eran enfriadas con agua de enfriamiento en los intercambiadores EA-101 y EA-133. La carga térmica para el intercambiador EA-101 es de  $8.8528E+7$  BTU/hr suficiente para poder vaporizar el fondo de la torre propano/propileno ( $6.203E+7$  BTU/hr). El resto del enfriamiento que necesita la corriente C10 para llegar a los 135°F se daría con agua de enfriamiento. Esto nos permitiría un ahorro de agua de enfriamiento de 1396 m<sup>3</sup>/hr en el intercambiador de calor EA-101. Además de no necesitar vapor para operar la torre propano/propileno y necesitar solamente 1421.36 m<sup>3</sup>/hr para el condensador, cantidad muy similar a la que se ahorra en el intercambiador EA-101. Por lo que para operar esta nueva torre no se necesitaría aumentar el consumo de agua de enfriamiento en la planta. El único problema que se podría presentar es que las líneas que transporten el propano/propileno al intercambiador de calor EA-101 sean muy largas, debido a la distancia entre las dos torres de destilación.

La otra opción es utilizar la corriente C60, pero el problema es que el condensador EA-133 solo maneja una carga de  $4.007E+7$  BTU/hr, lo cual no es suficiente para vaporizar la corriente de fondos de la torre propano/propileno, por lo cual se requería utilizar vapor para compensar esta diferencia (11.5 ton/hr de vapor de baja). Esta es económicamente menos recomendable, pero por la disposición de los equipos puede ser más recomendable.

Los costos de operación extras para la planta FCC en las diferentes propuestas son los siguientes:



**Fig. 13** Dependencia de los costos de operación contra el accreamiento en el condensador/reboiler para la bomba de calor con recompresión de domos



**Fig. 14** Dependencia del área del condensador/reboiler contra el accreamiento para la bomba de calor con recompresión de domos.

	Costos de operación extras (NS/hr)
Torre de platos convencional	1194.9
Torre de platos con bomba de calor con recompresión de domos	370.4
Torre empacada con bomba de calor con recompresión de domos	256.1
Torre de platos con bomba de calor con expansión de fondos	455.9
Torre acoplada con la corriente C10	8.54
Torre acoplada con la corriente C60	428.44

Tabla 17.

Dados los anteriores resultados lo más recomendable es acoplar las torres intercambiando calor por medio de la corriente C10 y el fondo de la torre propano/propileno, si solo se consideran costos de operación. Dependiendo además la elección de las consideraciones de espacio, mecánicas, de operación y de costo de equipo. Empacar las torres de destilación es recomendable en el caso de tener un aumento del flujo de la mezcla propano/propileno proveniente de la misma u otra planta, o en el caso de utilizar bombas de calor.

## Capítulo 8.

### Red de intercambio de calor de la planta FCC.

#### 8.1 Análisis Termodinámico de Procesos.

Una manera de evaluar los procesos reales desde el punto de vista termodinámico, es por medio del trabajo perdido. Este método se basa en la combinación de la primera y segunda ley de la termodinámica. El objetivo del análisis es determinar con cuanta eficiencia se emplea o produce energía, y determinar las magnitudes de estas ineficiencias en cada parte de proceso y el procesos en su conjunto.

Las principales causas de irreversibilidades dentro de los procesos químicos se deben a lo siguiente:

- Mezclado de corrientes que se encuentran a diferente temperatura o presión o que tienen diferente composición.
- Transferencia de calor a través de grandes gradientes de temperatura, como en los intercambiadores de calor o calentadores a fuego directo.
- Expansiones súbitas, generalmente en válvulas reductoras de presión.
- Fricción causada por rozamiento de partes móviles de equipos como bombas, compresores y turbinas.
- Fricción causada por el flujo viscoso de líquidos o gases.
- Reacciones químicas con velocidades altas de reacción.

Desde el punto de vista de la conservación de la energía, debe reducirse al mínimo la generación de entropía o trabajo perdido. Para el diseño o mejora de un proceso es determinante el consumo de energía. El análisis de energía determina la localización de las principales ineficiencias, y por lo tanto los equipos o etapas del proceso que necesitan modificarse por otras más convenientes.

## 8.2 Redes de intercambio de calor.

Los métodos basados en el análisis termodinámico para el diseño de redes de intercambio de calor buscan llegar a un mínimo requerimiento de servicios. Estos métodos han dado los fundamentos para la comprensión del problema de integración térmica.

Si se considera un objetivo particular para la síntesis de redes de intercambio de calor, no se puede llegar a un diseño óptimo. El uso del objetivo de mínimo requerimiento de servicios genera redes en las cuales el costo de energía es bajo pero la inversión de capital es alta. Otro caso sería utilizar el objetivo de minimizar el número de equipos, pero se tendrían redes con altos costos de energía y bajos costos de capital. El objetivo de minimizar el área frecuentemente da un gran número de equipos y división de corrientes. Para poder considerar todos estos efectos lo más adecuado es usar los costos anualizados que consideran todos los puntos antes mencionados. Este método considera dos ciclos, uno externo, el cual ajusta un acercamiento mínimo de temperatura ( $\Delta T_{\min}$ ), y uno interno, que genera por un método evolutivo, en base a los objetivos de energía, número de equipos y área requerida, una red de intercambio de calor óptima para cada  $\Delta T_{\min}$ . Para esto se puede graficar la inversión en equipos contra el valor del ahorro de energía anualizado, para cada  $\Delta T_{\min}$ . En base a esto se calcula el tiempo de retorno de la inversión.

Actualmente hay procedimientos para analizar y rediseñar las redes de intercambio de calor de plantas ya existentes, debido a que generalmente no son construidas pensando en aprovechar lo mejor posible la energía. Los métodos que se pueden usar para mejorar el aprovechamiento de los energéticos son: por inspección, búsqueda por computadora y tecnología pinch.

El método de pinch (método de punto de pliegue) fue desarrollado por Linnhoff y Hindmarsh en 1983. Para la solución de la red de intercambio de calor se plantea la división del problema en dos subproblemas, arriba del pinch y abajo del pinch. Se deben dar los requisitos energéticos de las corrientes frías y las calientes. La información requerida para esto es el flujo másico, la capacidad calorífica y las temperaturas de suministro y final de cada corriente. El método fija una temperatura de acercamiento ( $\Delta T$ ), proporciona la mínima cantidad de energía para los servicios auxiliares, calor integrado, da los requisitos para rediseñar la red, así como el mínimo número de unidades necesarias en dicha red. Con esta información y la temperatura del punto de pinch se procede a realizar los acoplamientos de las corrientes, condicionados por una serie de restricciones para los acoplamientos arriba y abajo del pinch.

### 8.3 Diseño de redes de intercambio de calor por medio de ADVENT.

ADVENT es un programa que sirve como herramienta para diseñar o modificar un proceso minimizando costos. Para esto se utilizan la tecnología pinch y otras metodologías para síntesis de procesos en ingeniería.

Por medio de la tecnología pinch el programa ADVENT encuentra el balance óptimo entre energía y capital. Después el programa siguiendo los procedimientos establecidos por la metodología llega a la construcción de la red. Además se puede diseñar el sistema de servicios más apropiado para la planta o una secuencia de destilación, la cual puede ser integrada térmicamente.

El programa ADVENT se divide en varios programas específicos para una aplicación o tecnología y un programa general para poder interactuar con todos los demás. La información necesaria se puede suministrar directamente o por medio de una interfase con ASPEN PLUS. De esta manera una vez terminada la simulación se puede exportar la información y realizar el análisis la red o diseñar una nueva. Los programas que componen ADVENT son los siguientes:

- Segmentación de corrientes. Se utiliza para aproximar de manera no lineal las capacidades caloríficas en las corrientes que sucede cambio de fase.
- Targeting . Calcula el balance entre energía y capital y la temperatura del pinch dadas las corrientes frías y calientes del proceso, al igual que los servicios disponibles. Se pueden utilizar varios servicios con costos constantes o modelos simples para un servicio de manera de calcular el costo, como pueden ser los combustibles o la electricidad. Los costos de los equipos no incluyen únicamente intercambiadores de calor, sino también compresores, turbinas, hornos y columnas de destilación.
- Optimización. Se genera un balance entre energía y capital de manera de obtener un mínimo en base al  $\Delta T_{\min}$  y la combinación óptima de los servicios, en caso de sistemas con múltiples servicios.
- Retrofit Targeting. Se calcula la  $\Delta T_{\min}$  en base del balance de energía y capital de manera de rediseñar la red.
- Diseño interactivo. Se utiliza para diseñar una red existente o modificarla.
- Diseño evolutivo. Una vez que se tiene un prediseño se bajan los costos de energía y capital removiendo equipos (rompiendo ciclos), redistribuyendo el área (cambiando las cargas a través de los ciclos) o mejorando en balance entre el área de intercambio de calor y el consumo de servicios.

- **Diseño automático.** Genera una red que cumple con el mínimo requerimiento de energía. También puede ser usado para completar un diseño que se empezó en el diseño interactivo.
- **Sistemas de calor y fuerza.** Utiliza modelos simples para generar los costos de los servicios y el capital necesario. Estos servicios pueden implementarse a los costos del proceso o calcularse independientemente.
- **Análisis de flexibilidad.** Se puede evaluar como responde la red a variaciones de temperatura, flujo y ensuciamiento. Además se puede localizar donde se requiere área extra o reducción de manera se cumplir las temperaturas necesarias para todas las corrientes.
- **Síntesis de secuencias de destilación.** Genera una secuencia que cumple con las especificaciones de los productos en base a una corriente de entrada. No solo incluye la secuencia sino la integración térmica con el resto del proceso (para determinar las condiciones de operación.. También calcula los efectos de la temperatura sobre las volatidades relativas y los calores de vaporización.
- **Simulación y Optimización de redes de intercambiadores de calor.** En el modo de diseño, se ajustan variables dadas por el usuario de manera de llegar a especificaciones. En el modo de optimización, se ajustan las variables dadas por el usuario para minimizar los costos de operación o los anualizados. Las operaciones unitarias disponibles son: intercambiador de calor de doble tubo o coraza, calentador o enfriador, calentadores a fuego directo, enfriador con aire, mezclador, separador de corrientes, decantador, válvula, compresor y bomba.
- **Diseño y evaluación de intercambiadores de calor.** Realiza el cálculo riguroso de un intercambiador de calor de nuevo o la evaluación de un intercambiador de calor que va a dar un nuevo servicio. Los coeficientes de transferencia de calor son calculados en base a las propiedades de los fluidos y la geometría del intercambiador.

El cálculo de los costo de equipo se realiza por medio de correlaciones del programa o se pueden darse los valores para las correlaciones. Para las proyecciones de los costos del los equipos se utilizan los índices de precios publicados en el Oil and Gas Journal (Nelson Refinery Construction Cost Index).

#### **8.4 Propuesta para la red de intercambio de calor de la planta FCC.**

El primer paso en la aplicación del método pinch es la generación de las curvas compuestas. En los problemas que pueden ser atacados por esta metodología, siempre se necesitan servicios de calentamiento y enfriamiento para completar el balance de energía

de la red. A pesar de disminuir la  $\Delta T_{\min}$  a cero y requerir un área infinita, se necesitan ambos servicios. Sin embargo, esto no es cierto para todos los problemas, hay problemas en los cuales al variar la  $\Delta T_{\min}$  hasta cierto valor causa que se eliminen los requerimientos de alguno de los dos servicios. El valor de  $\Delta T_{\min}$  en el que sucede la desaparición de alguno de los servicios es llamada  $\Delta T_{\text{Threshold}}$ , esto es debido a que a partir de este punto el uso de servicios es invariante, por lo cual no se puede hacer un balance entre energía y capital. Además si se reduce aún más el valor de  $\Delta T_{\text{Threshold}}$ , aparece un requerimiento de un segundo servicio para el enfriamiento o calentamiento, el cual aumenta en forma paralela al primer servicio. La planta de desintegración catalítica entra en esta situación.

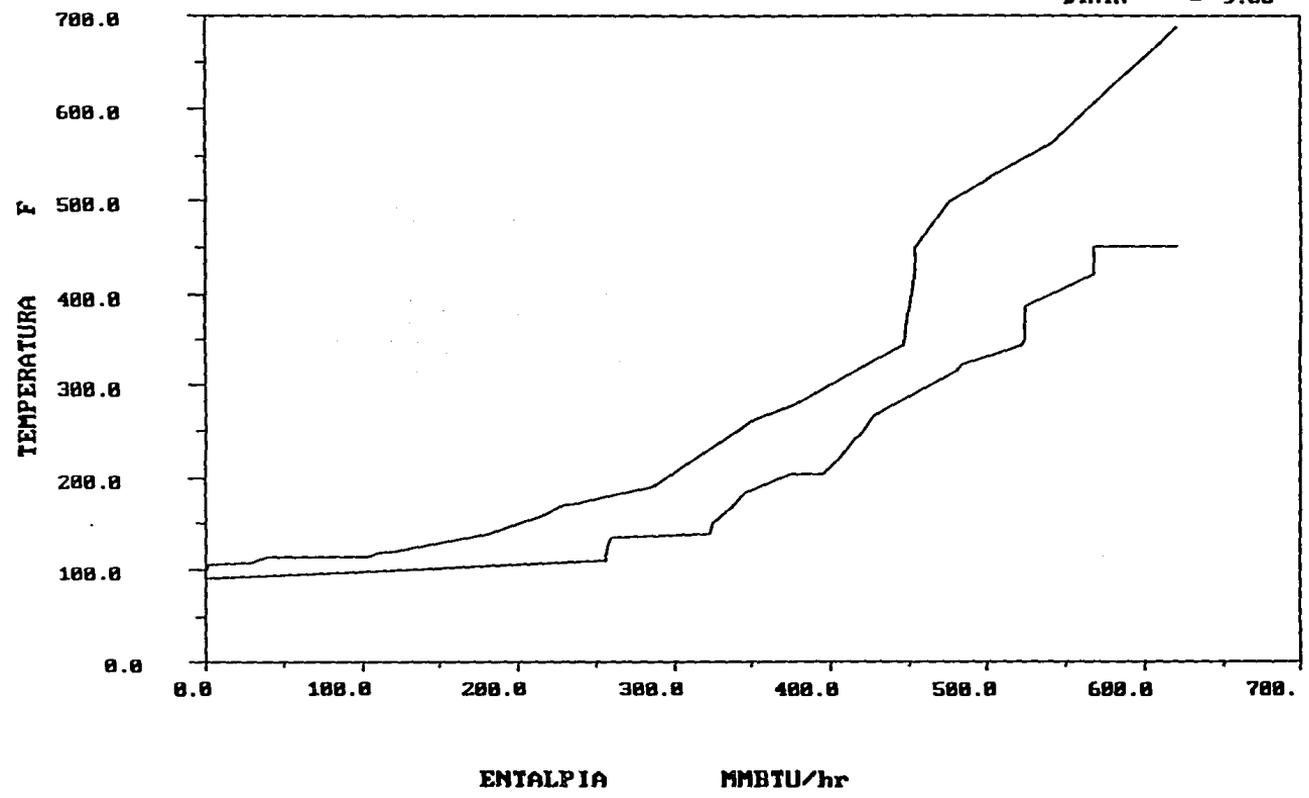
Para determinar si se encuentra el problema a tratar en esta situación límite, lo que se puede hacer es construir las curvas compuestas para el sistema, tomando una  $\Delta T_{\min}$  heurística. Por ejemplo se puede tomar un valor de 50°C para un sistema de calderas, 20°C para un proceso químico o 5°C para un sistema de refrigeración. Si el valor queda bien dentro de la zona del pinch, seguramente se puede construir la red con esta metodología. Se puede encontrar un balance entre la energía y el capital aun para valores cercanos a la  $\Delta T_{\text{Threshold}}$ . Pero si el valor cae bien en la zona de insensibilidad no se puede encontrar un balance y el problema no puede ser diseñado por el método de pinch. Este tipo de problemas son muy comunes en la práctica, por lo cual el diseñador de procesos debe de identificar cuando se encuentre en este tipo de situación. Antes de la aparición del método de pinch la mayoría de las investigaciones en el diseño de redes de intercambio de calor estaban por accidente en esta situación límite. Al realizar la curva compuesta para nuestra planta se obtuvo una  $\Delta T_{\text{Threshold}}$  con un valor de 105°F mucho mayor a la que normalmente se usa en estos procesos, por lo cual nos encontramos en esta situación límite.

El diseño de estas redes tienen el inconveniente de no tener las restricciones termodinámicas del pinch. Por lo cual se pueden generar una gran cantidad de diseños. Por lo que se trata de colocar los calentadores o enfriadores de manera de tener un buen control y hacer los acoplamientos para las corrientes que no tengan que usar servicios necesariamente. La  $\Delta T$  para el sistema se debe de mantener lo más pequeña posible, respetando algunas consideraciones prácticas. Siendo esta  $\Delta T$  independiente del balance de energía y capital.

Una vez que se construyó la curva compuesta y se procedió a completar el balance de energía del sistema por medio de servicios. Dado que se trata de un problema límite del pinch, solo se requieren servicios de enfriamiento. No solo se necesita agua de enfriamiento, sino que se puede generar vapor de media. Para determinar la cantidad de

Planta FCC  
Curva Compuesta (Con Servicios)

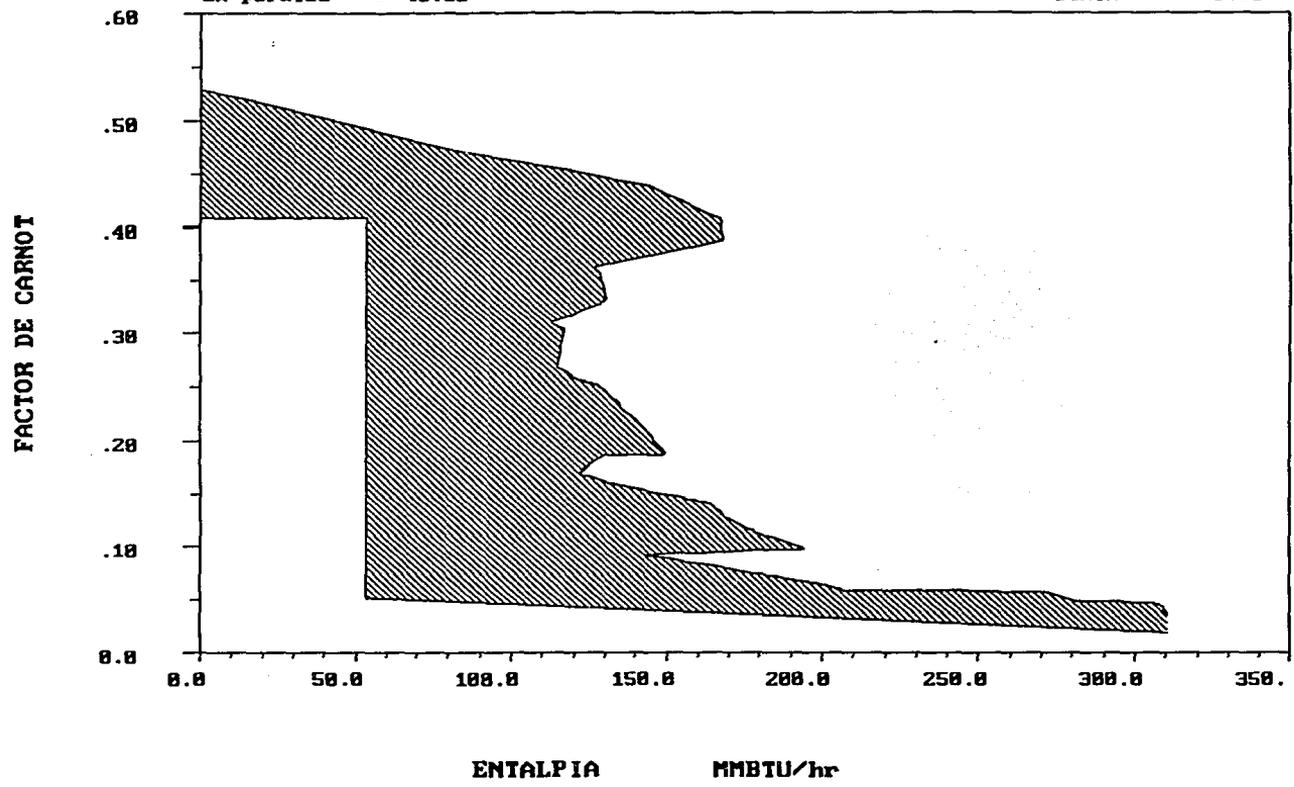
DTMIN = 9.00



**Planta FCC**  
**Gran Curva Compuesta (Con Servicios)**

Ex perdida = 48.15

DTMIN = 9.00



vapor óptima que se debe de generar, se dio valor a los servicios y al costo de equipo. Esto se hizo por medio de la subrutina de optimización.

A pesar de que la curva compuesta nos indica que solamente se necesitan servicios de enfriamiento, en el diseño original de la planta se hace funcionar la torre depentanizadora por medio de vapor. El rehervidor de la torre propano/propileno también se consideró como si operara por medio de vapor. Esto nos indica que debe de haber una red de intercambio de calor más eficiente para la planta, a pesar de que aparentemente esta bien integrada térmicamente. Primero se calculó por medio de ADVENT la red actual, en base a los datos de las corrientes de la simulación con ASPEN PLUS. Con estas corrientes se propusieron diferentes arreglos para la red de tal manera de eliminar el uso de vapor en los rehervidores de las torres y generar la mayor cantidad de vapor a partir de la corriente de fondos de la fraccionadora DA-101. Esto nos permitió hacer un comparación entre los costos de servicios y de capital.

### **8.5 Resultados de las diferentes redes de intercambio de calor.**

La primera red (R1) solo considera el intercambio de la corriente del domo de la fraccionadora principal para calentar el rehervidor de la torre propano/propileno. El resto de los intercambios de calor se mantienen igual. Esto causa la reducción de los servicios de calentamiento y enfriamiento, sin sacrificar la generación de vapor del fondo de la torre fraccionadora. El área requerida aumenta ligeramente, debido a que la diferencia entre las temperaturas de la corrientes que intercambian calor es menor, sin embargo los costos anualizados se reducen con respecto al diseño original.

La siguiente opción para la red (R2), fue eliminar totalmente el consumo de vapor. Para esto en vez de generar vapor con la corriente de fondos de la fraccionadora, se intercambio este calor con el fondo de la depentanizadora. El intercambio entre el domo de la fraccionadora y la torre propano/propileno también se mantuvo. Los cambios generan la eliminación del consumo de vapor, pero se reduce drásticamente la generación de vapor. El área se reduce debido a que la corriente del fondo de la fraccionadora tiene un temperatura mayor que el vapor de media. Los costos anualizados son menores que la planta original y la red R1.

En base a la gran curva compuesta, se pueden optimizar el uso de los servicios. Los resultados indican que se puede generar aún más vapor que en el diseño original, sin la necesidad de vapor extra para la planta. Para esto se diseño una red más compleja que pudiera generar más vapor que el diseño original, y no requerir vapor para el

funcionamiento de algunas torres. El resultado de esto fue la red R3 la cual requiere más área de intercambio, pero si se consideran los costos anualizados es la mejor opción.

En la tabla siguiente se muestran los valores para las diferentes redes con respecto a la red original. Los costos de enfriamiento consideran el costo del agua de enfriamiento menos la ganancia por la generación de vapor.

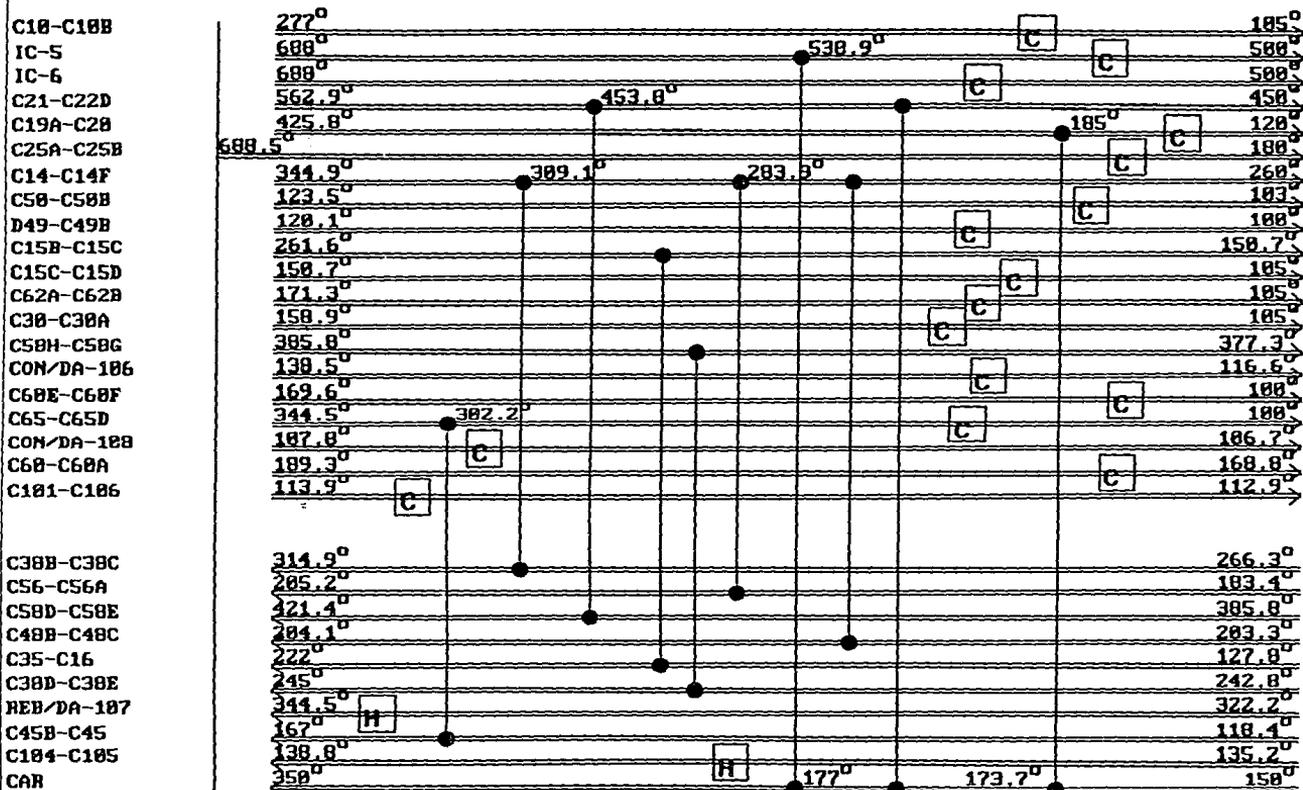
	Red Original	Red R1	Red R2	Red R3
Area total (ft <sup>2</sup> )	1.8555E+5	1.9028E+5	1.8076E+5	2.1808E+5
Costo de equipo instalado (MMN\$)	115.52	118.36	113.31	132.35
Calentamiento (MMBtu/hr)	89.898	27.853	0	0
Costo calentamiento (MMN\$/año)	8.688	2.692	0	0
Enfriamiento (MMBtu/hr)	400.28	338.24	310.38	310.38
Costo enfriamiento (MMN\$/año)	36.507	32.549	35.241	29.166
Costo total anualizado (MMN\$/año)	68.299	58.911	57.904	55.637
Uso de agua (MMBtu/hr)	367.016	304.971	304.971	267.100
Generación de vapor (MMBtu/hr)	33.265	33.265	5.411	43.277

Tabla 18.

La reducción en los costos anualizados llega a ser del 18.5%, y hasta poder generar más vapor. El siguiente factor a considerar sería la operatividad y seguridad de la nueva red.

Red Original

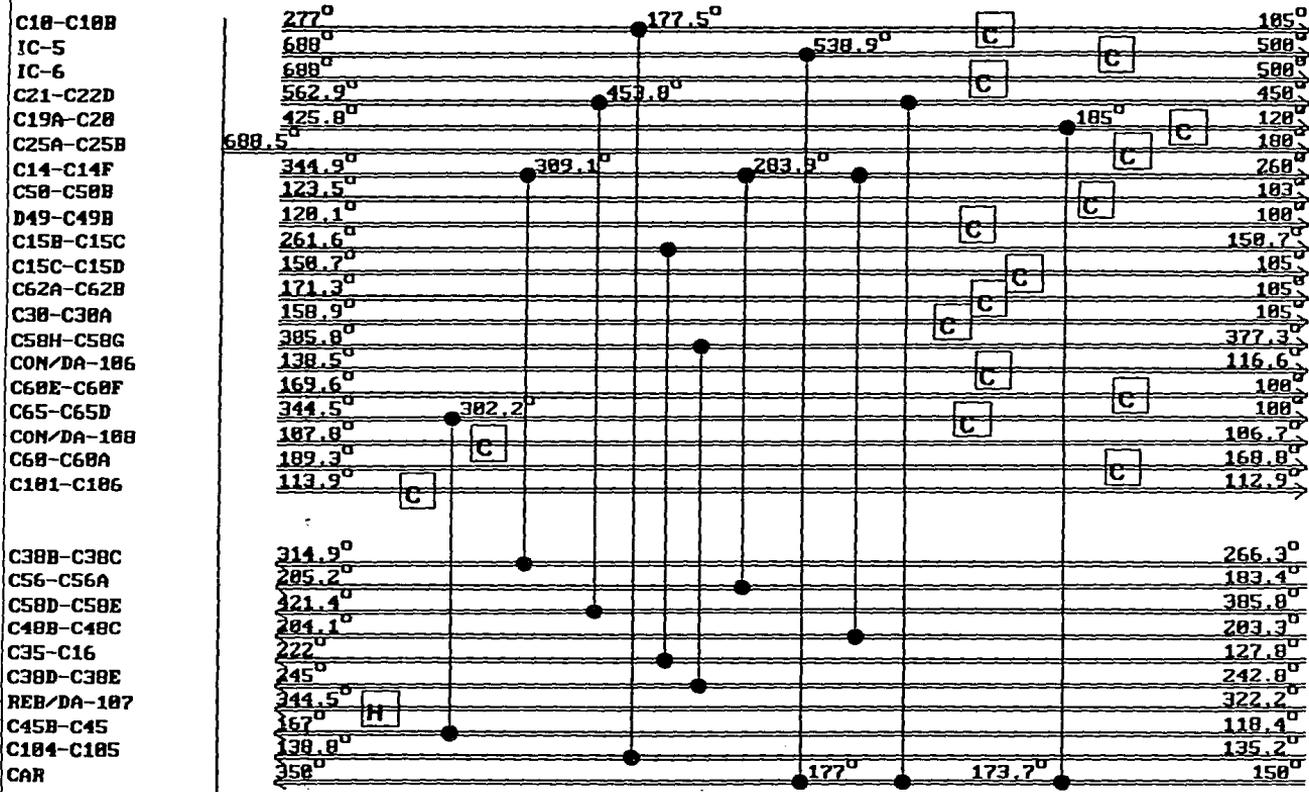
DTMIN: 9.00



QS= 318.4

Red R1

DTMIN: 9.00

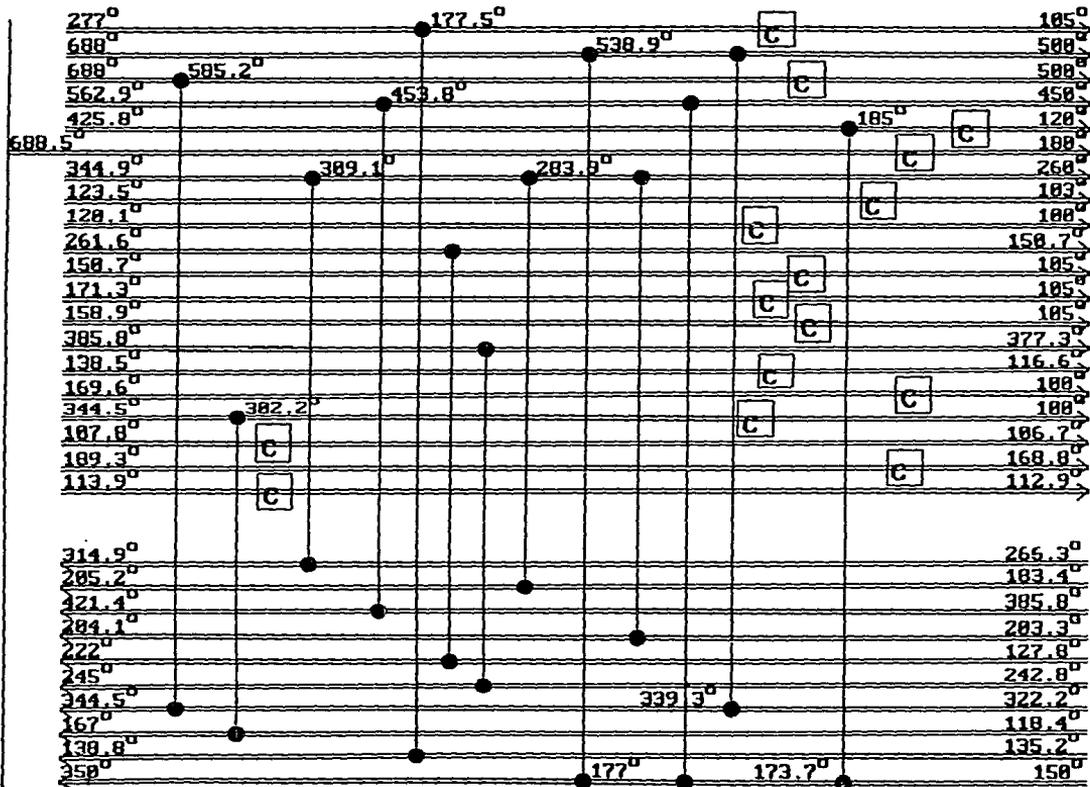


QS = 310.4

Red RZ

DTMIN: 9.00

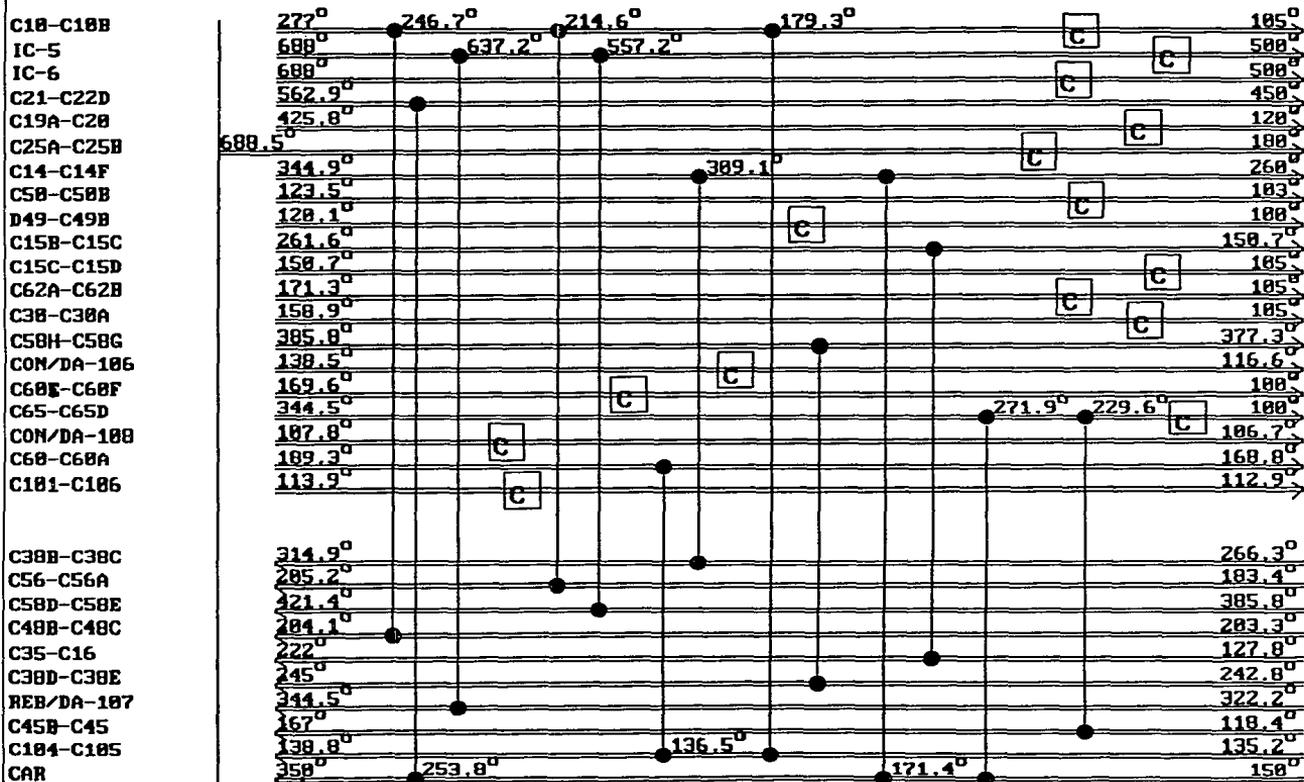
C10-C10B  
 IC-5  
 IC-6  
 C21-C22D  
 C19A-C20  
 C25A-C25B  
 C14-C14F  
 C50-C50B  
 D49-C49B  
 C15B-C15C  
 C15C-C15D  
 C62A-C62B  
 C30-C30A  
 C50H-C50G  
 CON/DA-106  
 C60E-C60F  
 C65-C65D  
 CON/DA-108  
 C60-C60A  
 C101-C106



QS= 310.4

Red R3

DTMIN: 9.88



QS= 318.4

## Capítulo 9.

### Conclusiones.

El análisis de procesos existentes es actualmente necesario, debido a los cambios de filosofías de diseño, aplicación de nuevas tecnologías y cambios en los costos de energía y equipo. Para el análisis del proceso de desintegración catalítica se utilizaron el simulador de procesos ASPEN PLUS y el programa ADVENT para el análisis de la red de intercambio de calor. Siendo estos programas eficientes y confiables herramientas, para encontrar mejores alternativas para este proceso.

El trabajo se dividió en dos etapas, la primera fue la simulación del proceso y la segunda fue el análisis de diferentes propuestas para el proceso. Para poder realizar las propuestas de mejoras se llegó primero a una simulación confiable del proceso. Esto quiere decir, no tener un error considerable en los flujos de las corrientes de proceso y llegar a cumplir las especificaciones en los productos. La comparación de estos resultados se muestran las tablas del capítulo 6. El juego de modelos termodinámicos más eficientes para la mezcla fueron: a) la ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave b) el cálculo de la entalpía por medio de el modelo de Lee-Kesler c) el cálculo de el volumen de líquido, la viscosidad y la tensión superficial por medio de correlaciones del API d) la determinación de las K de equilibrio para la el sistema agua-hidrocarburos por el modelo SOLU-WATER=2. Para la torre propano/propileno se utilizó la ecuación de Peng-Robinson, sin embargo se puede utilizar la ecuación de Redlich-Kwong-Soave debido a que se tienen a resultados similares. Para la simulación del comportamiento de los compuestos pesados (C5) se usaron curvas de destilación. Los productos deben cumplir ciertas temperaturas de destilación dadas en sus especificaciones, esto se ajustó por medio de especificaciones de diseño.

En la simulación de una planta de dimensiones considerables, con un alto grado de integración térmica y varias recirculaciones, se tienen serios problemas de convergencia.

La selección de los mejores modelos para cada operación unitaria y los métodos de convergencia, depende de la precisión necesaria, el tiempo disponible y el tipo de información sobre el proceso. Generalmente se hace una primera simulación con modelos simples de manera de tener buenos estimados para la simulación rigurosa. Para esto los usuarios de los simuladores deben tener amplios conocimientos de ingeniería química, computación y matemáticas. A pesar de que los simuladores generan mucha información que permite resolver errores, los usuarios requieren de un tiempo de entrenamiento en el cual se familiarizan con el lenguaje de entrada al simulador y las ventajas y dificultades del funcionamiento de cada modelo. Un mal manejo de un simulador genera resultados fuera de la realidad, estos errores deben de ser corregidos por el usuario, ya que el simulador no los puede detectar.

Otro de los problemas para realizar la simulación es la información disponible de una planta. Hay dos fuentes fundamentales: los datos de diseño y los de operación. Los datos de diseño tienen el problema de generalizar los balances de materia, es decir no especifican el flujo de cada componente, sino por grupos como C2, C3, C4, C5+. Esto es debido a que los diseñadores del proceso no dan toda la información que generan de su simulación, sino la mínima necesaria para la construcción de los equipos. De esta manera no se puede saber los modelos termodinámicos utilizados, ni las aproximaciones realizadas. La otra opción es utilizar datos de operación, los cuales generalmente están incompletos y pueden depender de la precisión del análisis y situación en la cual se esté operando la planta. Para la simulación se tuvo que manejar datos de diseño para las condiciones de presión, temperatura y número de platos y de operación para la composición de la mezcla. Los datos de operación, son datos promedio de plantas en funcionamiento. Actualmente debe de considerarse, cuando se adquiere una nueva tecnología, el nivel de la simulación, es decir, los modelos y aproximaciones realizadas, para determinar que tan confiable son los datos con respecto a los de operación. Ya que si se tiene una simulación deficiente el diseñador va a protegerse sobreespecificando los equipos.

Las propuestas se enfocaron a los equipos más importantes de la planta de desintegración catalítica. La torre fraccionadora es el corazón de la sección de fraccionamiento, y el equipo que intercambia más calor de toda la planta. El siguiente equipo que requiere más energía es la torre propano/propileno, además de ser de grandes dimensiones (125 platos). Para la torre fraccionadora se propuso el uso de empaques, con las siguientes ventajas: a) poder manejar un mayor flujo de entrada b) tener una menor caída de presión. Este cambio es recomendable en el caso de una ampliación de la carga a la planta. Además como consecuencia de la disminución de la caída de presión sobre la

torre, se disminuye la potencia necesaria en el compresor o en el soplador del reactor, o esta potencia extra puede ser usada para manejar mayores flujos. También se puede llegar a generar un poco más de vapor.

Las siguiente propuesta fue sobre el diseño y optimización de la torre propano/propileno. La torre cumple las especificaciones de propileno grado polímero y un 95% de recuperación. Para su funcionamiento se plantearon dos situaciones; 1) una el uso de bombas de calor con recompresión de domos y expansión de fondos, 2) acoplar la torre con alguna corriente del proceso. La operación de la torre de propano/propileno con un sistema convencional (rehervidor y condensador) es mucho más costoso que si se implementa una bomba de calor. Para este caso resultó ser más económica la bomba de calor con expansión de domos sobre la bomba de calor con expansión de fondos. También se evaluaron los efectos del uso de empaque estructurado en la torre, siendo recomendable en todos los casos, especialmente en el sistema de bomba de calor, ya que se obtienen reducciones en el uso de energía y reducción del diámetro de la torre. Sin embargo si se acopla el rehervidor de la torre con una corriente del proceso, los costos se reducen drásticamente con respecto a las bombas de calor. Por lo que en conclusión se pudo ver que las bombas de calor solo tienen aplicación en el caso de que sea imposible el acoplar la torre con corrientes del proceso.

La última propuesta fue la implementación de una nueva red de intercambio de calor. Para esto se utilizó el programa ADVENT, el cual se basa en la tecnología pinch. Las diferentes redes son todas energéticamente más eficientes que el diseño original, y tienen menores costos anualizados. Las dos primeras redes (R1 y R2) proponen uno y dos acoplamientos extras, por lo cual no requieren alterar fuertemente la estructura de la red actual. La red R3 requiere de cambios mucho más profundos, ya que genera intercambios que antes no existían y elimina otros existente. La reducción de la red R3 sobre los costos anualizados de la red original es del 18.5%. La planta actual a pesar de tener un cierto nivel de intercambio de calor, está lejos de ser la más eficiente térmicamente, por lo que se podría considerar posteriormente un rediseño de la red.

Durante las diferentes etapas del trabajo se tienen que enfrentar situaciones de análisis, síntesis y optimización para el proceso. Las herramientas como el simulador ASPEN PLUS y el programa ADVENT, permiten al ingeniero químico crear o mejorar procesos en base a nuevas filosofías de diseño y tecnologías. Dada la calidad de los programas utilizados y rigurosidad de su manejo, las propuestas tienen alto grado de validez, por lo que podrían ser implementadas industrialmente. En conclusión, se realizó un trabajo amplio y profundo de ingeniería de procesos sobre la planta de desintegración catalítica.

## Bibliografía.

Alonso, L.A., Giral, L.F., "Propuesta de Mejoramiento del tren de recuperación de vapores de la planta catalítica de Tula"

Tesis de licenciatura, México, UNAM (1992).

Bazua, E., "Bases termodinámicas para el uso eficiente de la energía"

Facultad de Química, UNAM (1992).

Evans, Lawrence B., "Advances in Process Flowsheeting Systems"

Foundations of Computer-Aided Chemical Process Design. V.I. New York, Engineering Foundation, pp. 425-469 (1981)

Golden, S.W., " FCC main fractionator revamps"

Hydrocarbon Processing, pp. 77-81 Marzo (1993)

Henley, E.J., Seader, J.D., "Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química"

Reverté, México, pp. 757-772 (1990)

Instituto Mexicano del Petroleo, " Desintegración Catalítica en lecho Fluido"

México, pp. 29-135 (1993)

Lima, P.A., López, J.F., Reyes, J.Z., "Caracterización de fracciones de petróleo para la determinación de sus propiedades termodinámicas"

Tesis de licenciatura, México, UNAM (1988)

Linnhoff, B., " A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy"

The Institution of Chemical Engineers, England, pp. 64-67 (1984)

McKetta, J., et. al., "Encyclopedia of Chemical Processing and Design"  
Marcel Dekker Inc., New York, Vol 13, pp. 1-132 (1981)

Westerberg, A.W., et. al., "Process flowsheeting"  
Melbourne, Cambridge (1976)

Aspen Technology Inc, "ASPEN-PLUS Guide to Physical Properties"  
(1991)

Aspen Technology Inc, "ASPEN-PLUS Interactive Simulation"  
(1991)

Aspen Technology Inc, "ASPEN-PLUS Model Manager and ASPEN PLUS, Getting  
Started and Tutorial for the PC"  
(1991)

Aspen Technology Inc, "ASPEN PLUS User Guide"  
(1991)

Aspen Technology Inc, "ADVENT User Guide"  
(1992)