

00579 / 2ej



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Química  
División de Estudios de Posgrado

CONVERSION DE UNA PLANTA DE TETRAMERO DE PROPILENO  
PARA LA PRODUCCION DE ISOPROPIL - BENCENO (CUMENO)

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

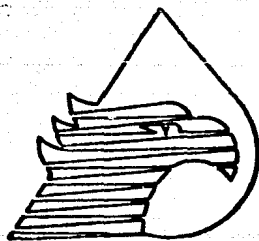
T E S I S

Que para obtener el Grado de :

MAESTRO EN CIENCIAS

P r e s e n t a :

ING. NESTOR DAVID ESPINOSA TORRES



México, D. F.

1992



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

Todo el material contenido en esta tesis 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.

## INDICE

	Pag.
* LISTA DE TABLAS Y FIGURAS	-3
I.- INTRODUCCION	0
II.- GENERALIDADES	2
III.- DESCRIPCION DE LOS PROCESOS	20
IV.- SIMULACION PLANTA CUMENO	40
V.- ANALISIS DE RESULTADOS	85
VI.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	130
VII.- BIBLIOGRAFIA	135
VIII.- APENDICES	
A)Resultados Simulación Planta Cumeno (Caso Diseño).	141-154
B)Resultados Simulación Conversión Planta Tetrámero a Planta de Cumeno.	195-245
C)Estudio Económico Planta Cumeno.	245-253
D)Estudio Económico Planta Nonil-Fenol	254-256

## LISTA DE TABLAS Y FIGURAS

	pág.
<b>CAPITULO II. -</b>	
Fig. 2.1 Estrategia para el Diseño de Procesos.	3
Fig. 2.2 Diagrama Flujo de Proceso Típico.	9
Fig. 2.3 Módulo de Operación Unitaria.	9
Fig. 2.4 Diagrama de Simulación Proceso Típico.	10
Fig. 2.5 Algoritmo Enfoque Modular Simultáneo.	13
Tabla 2.1 Enfoque Simultáneo vs. Modular Secuencial.	8
Tabla 2.2 Comparación Algoritmos de Optimización.	15
Tabla 2.3 Productores de Cumeno.	17
<b>CAPITULO III. -</b>	
Fig. 3.1 Síntesis de Cumeno usando Acido Sulfúrico.	26
Fig. 3.2 Síntesis de Cumeno usando Acido Fluorhídrico.	28
Fig. 3.3 Síntesis de Cumeno usando Cloruro de Aluminio.	30
Fig. 3.4 Síntesis de Cumeno usando Acido Fosfórico.	32
Fig. 3.5 Mecanismo para la producción de Di-isopropil Benceno.	34
Fig. 3.6 Mecanismo para producir butil y etil-benceno.	36
Tabla 3.1 Datos de Operación.	24-25
Tabla 3.2 Efecto del Tiofeno.	25
<b>CAPITULO IV. -</b>	
Fig. 4.1 Diagrama de Simulación Cumeno (CANGREJERA).	49
Fig. 4.2 Diagrama de Simulación Cumeno (San Martín).	78
Tabla 4.1 Balance de Materia.	40
Tabla 4.2 Componentes Químicos.	41
Tabla 4.3 Selección de Métodos para evaluar K.	42
Tabla 4.4 Comparación Reactores Existentes.	70
Tabla 4.5 Comparación Torres Despropanizadoras.	72
Tabla 4.6 Comparación Torre Polímero Lig./Recirc. de Benceno.	72
Tabla 4.7 Comparación Torre Tetramero Propileno/Cumeno.	76
<b>CAPITULO V. -</b>	
Tabla 5.1 Resultados de la Simulación de los Reactores de Cumeno.	85
<b><u>TORRE RECTIFICACION DE EFLUENTES. -</u></b>	
Tabla 5.2 Resultados de la Simulación de la Columna Rectificadora de Efluentes.	87-88
Fig. 5.1 Perfil de Temperaturas.	89
Fig. 5.2 Perfil de Composiciones.	90
Fig. 5.3 Perfil de Flujos.	91
Fig. 5.4 Curvas de Inundación.	92

## LISTA DE TABLAS Y FIGURAS (Continuación)

	pág.
<u>TORRE DESPROPANIZADORA. -</u>	
Tabla 5.3 Resultados de la Simulación de la Columna Despropanizadora.	93-94
Fig. 5.5 Perfil de Temperaturas.	95
Fig. 5.6 Perfil de Composiciones.	96
Fig. 5.7 Perfil de Flujos.	97
Fig. 5.8 Curvas de Inundación.	98
<u>TORRE RECIRCULACION DE BENCENO. -</u>	
Tabla 5.4 Resultados de la Simulación de la Torre de Recirculación de Benceno.	100
Fig. 5.9 Perfil de Temperaturas.	104
Fig. 5.10 Perfil de Composiciones.	105
Fig. 5.11 Perfil de Flujos.	106
Fig. 5.11a. Efecto de la Relación de Reflujo en el Perfil de Flujos.	107
Fig. 5.12 Curvas de Inundación.	108
<u>TORRE DE CUMENO</u>	
Tabla 5.5 Resultados de la Simulación de la Torre de Cumeno	109
Tabla 5.6 TBP de Diversos Contaminantes.	111
Fig. 5.13 Perfil de Temperaturas.	112
Fig. 5.14 Perfil de Composiciones.	113
Fig. 5.15 Perfil de Flujos.	114
Fig. 5.16 Curvas de Inundación.	115
Fig. 5.17 Perfil de Contaminantes Torre Cumeno.	117
<u>INTERCAMBIADORES DE CALOR</u>	
Tabla 5.7 Resultados de la Simulación (Cargas térmicas)	118
Tabla 5.8 Coeficientes Globales de Transferencia de Calor.	119
Tabla 5.9 Areas Requeridas Equipo de Intercambio.	120
Tabla 5.10 Curvas de Calentamiento.	121-124
Fig. 5.18 Curvas de Calentamiento Caso Propuesto.	125
<u>TUBERIAS</u>	
Tabla 5.11 Resultados de la Simulación Tuberías de Proceso.	126-127
<u>BOMBAS</u>	
Tabla 5.12 Resultados Simulación Equipo de Bombeo.	128
<u>CAPITULO VI. -</u>	
Fig. 6.1 Alternativa para incrementar la pureza mínima del producto.	134

LISTA DE TABLAS Y FIGURAS (Continuación)

	pág.
CAPITULO VIII. -	
Fig. 8.1 Diagrama de Proceso Caso Diseño.	143
Fig. 8.2 Diagrama de Proceso Caso Propuesto.	197
Tabla 8.1 Propiedades Corrientes Caso Diseño.	144-160
Tabla 8.2 Balance de Materia y Energía Caso Diseño.	161-178
Tabla 8.3 Curvas de Calentamiento Caso Diseño.	179-182
Tabla 8.4 Propiedades de Platos Torres Destilación caso Diseño.	183-190
Tabla 8.5 Resumen Datos Equipos de Proceso Caso Diseño.	191-194
Tabla 8.6 Propiedades Corrientes Caso Propuesto.	198-214
Tabla 8.7 Balance de Materia y Energía Caso Propuesto.	215-232
Tabla 8.8 Propiedades de Platos Torres de Destilación Caso Propuesto.	233-238
Tabla 8.9 Resumen Datos Equipos de Proceso Caso Propuesto.	239-242
Tabla 8.10 Balance de Materia y Energía (fragmento) de una alternativa para aumentar la pureza del producto.	243-245

## I.- INTRODUCCION

Hacia la última década del segundo milenio, las condiciones de vida para el ser humano se han tornado difíciles, pues enfrenta un planeta cada vez más deteriorado en sus recursos como consecuencia de su instinto natural de ir en búsqueda de los satisfactores de sus necesidades.

Actualmente se invierten grandes recursos económicos en el desarrollo de nuevos procesos, así como en la optimización de los ya existentes, con la finalidad de salvaguardar la calidad del medio ambiente, indispensable para su sobrevivencia.

Con el perfeccionamiento de las computadoras y los modelos matemáticos, se cuenta actualmente con simuladores de proceso que permiten al ingeniero químico realizar de una manera más precisa y rápida estas tareas.

Petróleos Mexicanos cuenta actualmente en sus instalaciones del Complejo Petroquímico Independencia (C.P.I.) ubicadas en San Martín Texmelucan Puebla, con una planta para producir 70,000 ton métricas/año de Dodecibenceno, para lo cual en una primer etapa produce 80,000 ton métricas/año de Tetrámero de Propileno.

Debido al proceso utilizado, el tetrámero obtenido es un polímero NO LINEAL, por lo cual el dodecibenceno producido es un compuesto con cadena ramificada. Los detergentes que se fabriquen a partir de éste, serán por lo tanto NO BIODEGRADABLES.

Como una alternativa para la protección ambiental existen procesos para la síntesis del dodecibenceno a partir de alfa-olefinas, con lo cual, la Planta productora de Tetrámero quedaría fuera de servicio.

El presente trabajo tiene como finalidad analizar la posibilidad de obtener isopropil-benceno (cumeno) en estas instalaciones como una opción para el aprovechamiento del equipo, para lo cual se utilizó el simulador de procesos ChemCad II.

El cumeno se utiliza fundamentalmente en la co-producción de fenol y acetona. Otros usos del cumeno incluyen la producción de  $\alpha$ -metil-estireno, acetofenona y como componente de gasolinas para avión.

Básicamente se analizan dos casos de estudio, el primero que consiste en reproducir los datos del diseño de la planta de cumeno de la Cangrejera cuya capacidad nominal es de 40,000 ton métricas/año, y que fue diseñada para Petróleos Mexicanos por Bufete de Ingeniería Civil y Química, S.A., bajo licencia de UOP Process Division, y el segundo que hemos denominado caso propuesto y que es la adaptación de la planta de tetrámero de propileno citada, para producir 80,000 ton métricas/año de cumeno.

Como resultado de este trabajo se encontró en general una buena correspondencia en las características de los equipos y las condiciones de operación de la planta de la Cangrejera. Respecto al caso propuesto, se establecen las características principales de los equipos que serán de nueva adquisición, ya sea porque no existen ó porque los existentes resultan no utilizables, se corrobora la utilidad de los demás y se establecen las condiciones de operación, en el nuevo diagrama de flujo de proceso.

En forma paralela a este trabajo, Petróleos Mexicanos realiza estudios para determinar la posibilidad de conversión de la planta de tetramero de propileno en una planta de nonenos, ó bien en una planta de gasolinas polimerizadas.

El noneno se utiliza principalmente como materia prima en la obtención del nonil-fenol, el cual a su vez es un intermediario en la producción del fosfato de trionil-fenol (hulequímico antioxidante) y del alquil-fenol-etoxilado (tensoactivo).



## II.- GENERALIDADES

2.1.-GENERALIDADES SOBRE EL DISEÑO DE PROCESOS.-Actualmente, los consumos de energía se han intensificado, y los recursos tanto de materiales como energéticos son cada vez más caros como escasos. Por esta razón, se requiere hacer cambios substanciales en las plantas químicas de proceso convencionales. Estos tienen que incorporar un alto grado de integración energética, para alcanzar mayores eficiencias, y lograr con ello la conservación de los recursos naturales.

Asimismo, se debe fomentar la conciencia de protección ambiental por lo que se requiere que en el diseño de los procesos se busque aquellos que produzcan menos contaminantes, o bien, incluir los tratamientos adecuados de los mismos.

Para encarar estos desafíos, se requiere de grandes esfuerzos por parte de los ingenieros de proceso en la evaluación de alternativas. Afortunadamente, los desarrollos recientes en los procedimientos de cómputo, aunados al crecimiento en la capacidad de generaciones sucesivas de computadoras, permiten al ingeniero químico afrontar el problema del diseño de procesos desde una base más sólida.

En la figura 2.1 se muestra la estrategia de desarrollo desde la concepción de un proceso químico hasta su comercialización (Evans,1976).

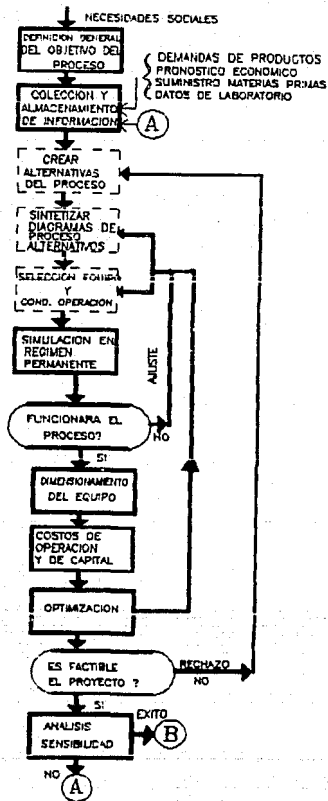
Los bloques en trazo continuo muestran las etapas que actualmente se efectúan de manera computarizada y que constituyen los elementos del Diseño Asistido por Computadora (CAD). Los bloques que aparecen en línea punteada representan aquellos que alguna de sus etapas se hace aun "manualmente", pero con el tiempo se harán totalmente con la computadora.

El diseño total de un proceso se puede dividir en tres grandes etapas :

- SINTESIS DE PROCESOS.
- ANÁLISIS DE PROCESOS.
- OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS.

### 2.1.1.-SINTESIS DE PROCESOS.-

En la estrategia mostrada en la figura 2.1 los bloques con líneas punteadas contienen las actividades de la SINTESIS DE PROCESOS, las cuales se inician en el laboratorio por el descubrimiento de una secuencia de reacciones químicas, las cuales convierten las materias primas disponibles en productos deseados de mayor valor. Esta etapa del desarrollo del proceso involucra la síntesis de la ruta de reacción, selección de técnicas



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA  
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO

FIG. 2.1  
ESTRATEGIA PARA EL  
DISEÑO DE PROCESOS

apropiadas para la separación de los productos de los reactivos, y el diseño y desarrollo del catalizador requerido.

Una vez que se ha ideado el proceso se hace la recopilación de la información técnico-económica, un estudio de factibilidad que incluye: la capacidad de la planta, rendimiento y pureza de los productos, requerimientos de inversión y de servicios etc.

Esto es seguido por el diseño básico del proceso, cuyo alcance incluye el desarrollo de un diagrama de flujo de proceso, con los balances de masa, energía y momento, especificación de los principales equipos de proceso y los materiales de construcción de éstos, así como los procedimientos de arranque, paro y emergencia.

El diagrama de proceso así desarrollado es la representación de la estructura de la planta incluyendo los principales circuitos de control, instrumentación e información básica sobre el equipo. Posteriormente se hace la expansión a los diagramas de tubería e instrumentación (P&I), haciendo un diseño detallado de los equipos, tuberías, instrumentación, localización de la planta, operabilidad, seguridad, etc.

Tal como lo define Nishida (1977), la Síntesis de Procesos es el acto de determinar la interconexión óptima de las unidades de proceso, así como el tipo y diseño óptimo de las unidades dentro de un proceso.

#### CLASIFICACION.-

Los problemas que se presentan en la síntesis de procesos pueden ser clasificados en las siguientes categorías: (Stephanopoulos, 1981).

- 1.- Síntesis de Rutas de Reacción.-
- 2.- Síntesis de Redes de Reactores.-
- 3.- Síntesis de Redes de Intercambio de Calor.-
- 4.- Síntesis de Secuencias de Separación.-
- 5.- Síntesis de Secuencias de Separación con Integración de Calor
- 6.- Síntesis de Sistemas de Control.-
- 7.- Síntesis de Sistemas de Seguridad.-

Rutas de Reacción.- La selección de la ruta de reacción que debe emplearse para alterar la naturaleza química de las posibles materias primas y obtener los productos deseados probablemente representa el paso más importante en el diseño de un proceso (Agnihotri 1979, Rotstein 1980).

La selección de la "mejor" ruta de reacción depende completamente de métodos heurísticos. Las principales reglas heurísticas son:

-El  $\Delta G$  de cada reacción en la ruta deberá ser menor que 10 Kcal/

mol.

-Sólo serán consideradas reacciones con un  $\Delta G$  aceptable en un intervalo pre-establecido de temperaturas.

-Se excluirán las reacciones altamente endotérmicas.

El Costo total de un proceso, por lo general, es debido principalmente a la secuencia de separación; sin embargo, la ruta de reacción química determinará directamente la estructura y complejidad de las otras operaciones requeridas.

Redes de Reactores. -Una vez que el conjunto de reacciones ha sido seleccionado, la pregunta que sigue es: ¿ que tipo(s) de reactores serán utilizados (Intermitentes, Tubular, Fluidizado, Tanque Agitado etc), cuántos y como serán interconectados?. Los objetivos primarios para este problema son: Minimizar el costo de riesgo y maximizar los rendimientos.

Levenspiel (1962) y Aris (1969) utilizaron algoritmos de optimización para el diseño de determinadas redes de reactores, mientras que Hartman (1970) ha dado un enfoque hacia la optimización de parámetros. La uniformidad en el enfoque de los trabajos anteriores se debe al hecho de que la postura fue más hacia el análisis que hacia la síntesis de procesos.

Redes de Intercambio de Calor. - Para un conjunto dado de corrientes calientes que deben ser enfriadas, y otro de corrientes frías que deben ser calentadas, una disponibilidad dada de medios de calentamiento y enfriamiento, el problema se reduce a sintetizar una red de intercambiadores de calor, de tal manera que se consigan las temperaturas de salida (frías y calientes) deseadas, por el apareamiento adecuado de estas corrientes y el empleo de servicios de enfriamiento y/o calentamiento que produzcan una máxima recuperación de calor con un costo total mínimo (costos fijos + costos de operación) para lo cual se han sugerido varios métodos con diversos grados de complejidad y de eficiencia, desde la representación matricial de Pho y Lapidus (1973), los diagramas de contenido de calor (Nishida 1977), hasta la llamada tecnología del Pinch (Linnhoff 1983).

Secuencias de Separación. -El propósito de éstas, es separar los productos de una alimentación multicomponente, cuya composición, flujo, temperatura y presión son conocidos, a un costo mínimo total y dentro de especificaciones. Esto puede lograrse mediante alguna técnica como la destilación, destilación extractiva, agotamiento, absorción, extracción, etc., ó una combinación de éstas (Nath 1978).

$$\text{Minimizar} \quad \# = \sum_{i \in I} C_i(x_i)$$

donde  $i \in I$  denota una unidad de separación factible;  $C_i$  el costo anual del  $i$ -ésimo separador;  $I$  es un subconjunto de  $S$ , donde  $S$  es el conjunto de todas las configuraciones posibles de separadores

que puedan producir los productos deseados;  $X_i$  son las variables de diseño del  $i$ -ésimo separador,  $X$  es el conjunto de separadores factibles desde el punto de vista de su diseño.

Secuencias de Destilación con Integración de Calor.—Un problema más complejo que una secuencia de destilación, lo es la síntesis combinada con la integración de calor. El objetivo de ésta es acoplar la secuencia de destilación para la conservación de energía, para lo cual se debe determinar los receptores de calor (rehervidores), y las fuentes de calor (condensadores) que puedan ser apareados (Muraki, 1981).

Sophos (1981) ha mostrado un procedimiento en dos etapas para la síntesis de secuencias de destilación con integración de calor. En un primer nivel, se identifica un número pequeño de secuencias de destilación sin una buena integración de calor. En una segunda etapa, la exploración de los destinos factibles permite al diseñador identificar rápidamente la "secuencia integrada más prometedora".

Sistemas de Control.— Una estructura de control se sintetiza seleccionando las variables controladas y manipuladas y apareándolas para lograr los objetivos de control, que pueden ser de calidad, para arranque y paro de una unidad de proceso, etc. (Umeda & Kuriyama 1978).

Govind (1977) utilizó un procedimiento muy simple para la generación de todas las alternativas estructurales, modelando el proceso mediante una gráfica de causa y efecto.

Morari (1980) presentó un desarrollo formal de todas las estructuras de control posibles mediante el uso de conceptos generalizados de controlabilidad y observabilidad estructural.

Sistemas de Seguridad.—Estos sistemas deberán garantizar la operación segura de los procesos para un amplio intervalo de condiciones de operación. El aspecto económico en la instauración de los sistemas de seguridad, es un objetivo adicional y no el más importante.

El desarrollo de todas las alternativas estructurales puede ser logrado de una manera formal y sistemática utilizando proposiciones lógicas mediante el álgebra Booleana. Rivas (1974) muestra el estado actual de este problema.

### 2.1.2. -ANÁLISIS DE PROCESOS. -

Una vez que se ha sintetizado el esquema de proceso, se requiere hacer un análisis del mismo, el cual incluye los balances de materia y energía, el dimensionamiento básico del equipo y una evaluación económica de los beneficios que representará el esquema de proceso. Posteriormente se efectúa un análisis de las condiciones de seguridad, operabilidad, etc.

En la fig. 2.1 el área denominada simulación en régimen permanente ha tenido un crecimiento impresionante en las últimas 2 décadas. Ha sido objeto de estudio de muchos autores entre los que figuran, Flower & Whitehead (1983), Kehat & Shacham (1973), Husain (1975, 1981), Motard (1975), Klemes (1977), Hlavacek (1977), Rosen (1980), Crowe (1971), Franks (1972), Ramírez (1976), Westerberg (1979), y Evans (1979) entre otros.

Gran parte del desarrollo de los nuevos procesos y de las modificaciones hechas a los ya existentes, ha sido posible gracias al uso de los simuladores de proceso.

También conocido como "flowsheeting", la simulación de procesos químicos es la representación a través de un modelo matemático, que al ser resuelto, genera la información acerca del comportamiento de un proceso bajo distintas circunstancias.

El modelo matemático normalmente es un programa de computadora constituido por un conjunto de ecuaciones que reproducen en forma aproximada el comportamiento del equipo o de un conjunto de equipos. El programa puede estar ordenado en alguna de las dos formas siguientes:

a) Por un conjunto de ecuaciones que describen el comportamiento de un proceso determinado y cuya aplicación es particular a un sistema específico.

b) Por un conjunto de subrutinas que calcula equipos específicos y en la que solo se utilizan las subrutinas necesarias para representar el proceso en estudio.

La primera forma es más eficiente desde el punto de vista computacional ya que logra la máxima eficiencia de cálculo y el consumo de memoria se reduce al mínimo.

La segunda en cambio, ofrece la oportunidad de poder simular prácticamente cualquier proceso, pero disminuye su eficiencia computacional y aumenta el consumo de memoria.

Cualquiera que sea el sistema de simulación, se requieren los siguientes datos:

- 1.- Topología del proceso.
- 2.- Especificación de las corrientes de alimentación.
- 3.- Banco de propiedades termodinámicas y de transporte, ó bien los parámetros necesarios para su obtención a partir de ecuaciones de estado.
- 4.- Estimados iniciales para las corrientes de corte.
- 5.- Parámetros de diseño de cada unidad.
- 6.- Criterios de convergencia.
- 7.- Secuencia de cálculo.

Si se desea hacer una evaluación económica ó una optimización, se deberá contar además con parámetros de costo y

criterios de optimización (función objetivo, restricciones).

Una de las primeras etapas en el análisis de un proceso consiste en calcular el número de grados de libertad, es decir, el número de variables independientes que debe especificarse para que el proceso quede completamente determinado. Matemáticamente, es igual al número de variables que intervienen en el proceso, menos el número de ecuaciones independientes que representen el comportamiento del mismo.

En la simulación de un proceso, la etapa que consume el mayor tiempo de cómputo, es el cálculo de las recirculaciones. En los procesos industriales es común encontrarlas. Por estas razones gran parte de la literatura publicada sobre simulación esta orientada a este problema.

El cálculo de procesos con recirculación puede ser enfocado desde dos puntos de vista: solución en forma simultánea y cálculo en forma secuencial.

Las recomendaciones de Umeda y Nishio (1972) y posteriormente confirmadas por Vasek (1974) se reúnen en la tabla 2.1.

<u>TIPO DE PROCESO</u>	<u>CONDICION</u>	<u>ENFOQUE RECOMENDADO</u>
Sin Recirculación		Secuencial
Con Recirculación	lineal	Simultáneo
	medianamente no lineal	Simultáneo
	balance de calor no lineal	Simultáneo
	fuertemente no lineal	Secuencial

TABLA 2.1 ENFOQUE SIMULTANEO VS MODULAR SECUENCIAL

Existen diferentes enfoques computacionales para la solución de los problemas de simulación de procesos. Los primeros trabajos son debidos a Sargent (1964) y Locks (1960), quienes con sus prototipos SPEED-UP y ASCEND han dado un enfoque orientado a la solución de ecuaciones.

Stadherr (1965) hizo una revisión sobre los avances recientes en este enfoque.

La mayor parte de los simuladores comerciales ampliamente utilizados hoy en día estan basados en una arquitectura modular secuencial. Sin embargo, hay un interés creciente desde el punto de vista comercial hacia los simuladores que emplean el enfoque orientado a la solución de ecuaciones (Barnard, 1986).

El punto de partida para la simulación de un proceso es precisamente el diagrama de flujo de proceso (Fig. 2.2).

Sin embargo, el ingeniero deberá construir además un modelo del proceso, representando cada uno de los equipos listados en el mismo, mediante un bloque ó modulo de operación unitaria, mismos

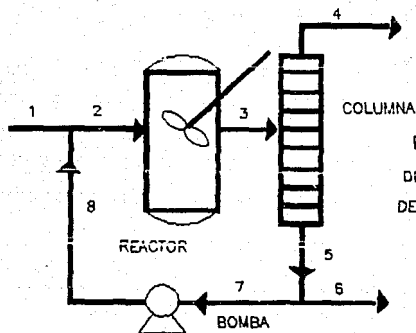


FIGURA 2.2  
DIAGRAMA DE FLUJO  
DE UN PROCESO TÍPICO

que se encuentran dentro del simulador (Fig. 2.3). Cada bloque de operación unitaria contiene las ecuaciones que relacionan las corrientes de salida y las variables de salida con las corrientes de entrada y los parámetros especificados (variables de entrada). El ingeniero deberá especificar además las interconexiones entre éstos bloques.

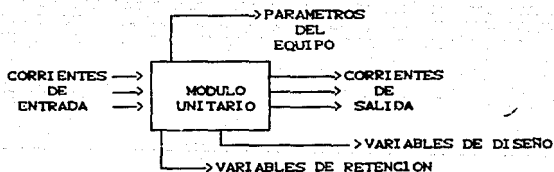


Fig. 2.3 MÓDULO DE OPERACION UNITARIA

En un diagrama del proceso puede haber las restricciones adicionales que el ingeniero desee, éstas pueden ser las especificaciones de diseño.

En el caso de la fig. 2.2, el tiempo de residencia del reactor será ajustado para lograr la composición especificada en la corriente de salida S4 (Fig. 2.4).



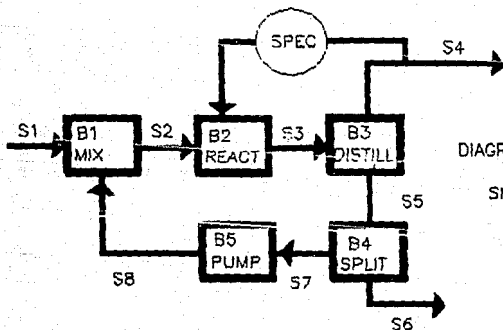


FIG. 2.4  
 DIAGRAMA DEL MODELO DE LA  
 SIMULACION DEL PROCESO

Hasta la construcción del modelo de simulación no hay diferencia entre los enfoques modular-secuencial y el orientado a la solución de ecuaciones. Ambos inician con el mismo modelo de proceso.

#### ENFOQUE MODULAR-SECUENCIAL

El método modular secuencial implementa los bloques de operaciones unitarias como subrutinas de cómputo que calculan las variables de salida como una función de las variables de entrada. Para resolver el problema, el sistema debe a partir del diagrama de proceso, seleccionar las corrientes de corte y determinar la secuencia computacional de cálculo.

Lo anterior permite identificar el conjunto de bloques que deben ser resueltos en forma simultánea (se conoce como subsistema de ciclo máximo). En nuestro ejemplo, todos los bloques en el modelo constituyen tal subsistema, y deben ser resueltos simultáneamente.

Los cortes determinan aquellas corrientes ó flujos de información que harán acíclico el subsistema. La corriente 8 y el flujo de información de la especificación de diseño representan en este caso un conjunto de corte adecuado.

El anidado determina cuales corrientes de corte deben converger simultáneamente y el orden en que deben hacerlo. En el ejemplo, es posible incluir la convergencia de la especificación de diseño dentro de la convergencia de la corriente de corte.

La mayor parte de los simuladores con orientación modular secuencial tienen métodos para resolver estas etapas. Es muy común el uso del algoritmo de Upadhye & Grens (1972) para la descomposición óptima de los sistemas con recirculación. También existen técnicas numéricas muy poderosas para la convergencia de las corrientes de corte.

### MÉTODOS ORIENTADOS A LA SOLUCION DE ECUACIONES. -

La idea básica de estos métodos es el de reunir todas las ecuaciones que describen el diagrama de flujo del proceso y luego resolverlas como un gran sistema de ecuaciones algebraicas no lineales.

Matemáticamente, el problema se establece así:

$$\begin{array}{ll} \text{resolver} & f(x,u) = 0 \\ \text{con} & g(x,u) \leq 0 \end{array}$$

donde:

x es el vector de variables dependientes.  
u es el vector de variables de decisión.  
f(x,u) conjunto de ec. del modelo del proceso.  
g(x,u) conjunto de restricciones de igualdad ó desigualdad.

Alternativamente, el problema puede ser formulado matemáticamente como un problema de optimización,

$$\begin{array}{ll} \text{minimizar} & h(x,u) \\ \text{sujeto a} & f(x,u) = 0 \\ & g(x,u) \leq 0 \end{array}$$

donde h(x,u) es la función objetivo y f(x,u) y g(x,u) tienen el mismo significado que antes.

Las restricciones de igualdad son el mismo conjunto de ecuaciones descrito arriba, pero más que especificar las variables de decisión en forma arbitraria, son seleccionadas para minimizar la función objetivo. Westerberg (1981) señala que el problema del diseño de procesos es formulado de manera natural como un problema de optimización. Las técnicas para la solución de problemas de optimización se citan más adelante.

## VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE CADA ENFOQUE.-

Las ventajas del enfoque modular secuencial son :

- 1.- Conceptualmente es fácilmente comprendido por los ingenieros de proceso.
- 2.- Existe gran cantidad de "software" desarrollado con este enfoque.
- 3.- Es posible incluir heurísticas de convergencia desarrolladas con la experiencia de los años (por ejemplo procedimientos de inicialización).
- 4.- En caso de error, es fácil dar mensajes comprensibles del mismo.

Una desventaja es que para sistemas grandes, altamente integrados puede ser difícil encontrar un esquema satisfactorio de convergencia.

Las ventajas del enfoque orientado a ecuaciones son:

- 1.- Es la manera natural de especificar el problema, dado que el problema de diseño es por naturaleza un problema de optimización.
- 2.- Es fácil especificar las variables y las restricciones.
- 3.- Puede manejar sistemas altamente integrados ya que el conjunto de todas las ecuaciones es resuelto simultáneamente.

Algunas de las desventajas de este enfoque son:

- 1.- Puede ser difícil manejar las relaciones altamente no lineales requeridas para representar las propiedades físicas.
- 2.- Es difícil para el usuario el diagnosticar algún problema.
- 3.- El método requiere un buen estimado inicial de las variables.
- 4.- No se beneficia de la gran inversión de capital hecha en los modelos basados en el concepto de operación unitaria, como lo hace el enfoque modular-secuencial.

Un nuevo enfoque, el modular-simultáneo, ó algoritmo de "doble rompimiento", combina las ventajas de los dos enfoques anteriores.

## ENFOQUE MODULAR SIMULTANEO.-

Inicialmente propuesto por Rosen (1962) como enfoque de doble rompimiento y posteriormente nombrado por Westerberg (1979) como enfoque modular simultáneo. El método ha tenido posteriores desarrollos por Pierucci (1982) y por investigadores del Instituto Tecnológico de Massachusetts (MIT), entre los que figuran Jirapongphan (1980); Mahalec (1979); Treviño-Lozano (1985) y Kisala (1985).

El enfoque emplea dos tipos de modelos: rigurosos y simples. El modelo riguroso es el modelo tradicional de operación unitaria utilizado en los simuladores con enfoque modular secuencial.

Sin embargo, son utilizados para determinación de parámetros en el modelo simple el cual es representado algebraicamente. En la formulación de la optimización del problema, el modelo simple constituye las restricciones de igualdad para un problema de optimización reducido.

Como se muestra en la siguiente figura, el algoritmo pasa primero a través del ciclo externo, ejecutando el modelo riguroso para cada operación unitaria para determinar los parámetros del modelo simple. Esto establece el problema de optimización reducido.

Entonces, en un ciclo interno el problema de optimización reducido es resuelto mediante algún algoritmo de programación no lineal eficiente, como el algoritmo de Powell (1977).

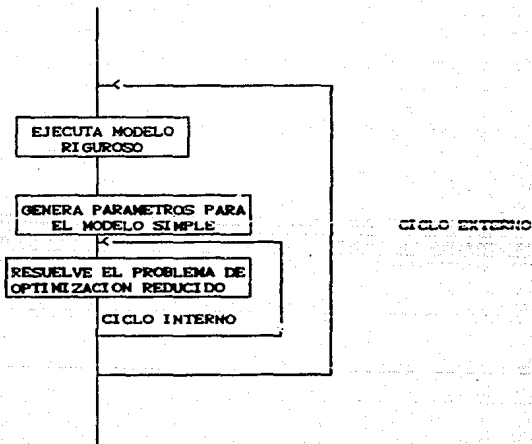


FIG. 2.5 ALGORITMO DEL ENFOQUE MODULAR SIMULTANEO

### 2.1.3. -OPTIMIZACION DE PROCESOS. -

#### ENFOQUES DE LA OPTIMIZACION. -

Puede clasificarse como optimización de parámetros y optimización estructural. Durante el análisis de un diagrama de proceso dado, normalmente se descubre algún nivel de presión ó temperatura que puede influenciar el tamaño del equipo resultante y por lo tanto la evaluación del diagrama de proceso. O bien, uno puede decidir alterar el equipo y/o sus interconexiones debido a una mayoría evidente ó porque la versión actual parezca ser muy costosa.

Cambiar el equipo y/o sus interconexiones es motivo de la optimización estructural; mientras que solo alterar los niveles de presión ó de temperatura dentro de un diagrama de proceso fijo es la optimización de parámetros. La teoría para hacer en forma automatizada ésta última está más avanzada que la anterior.

#### TECNICAS DE OPTIMIZACION. -

Muchos algoritmos importantes para la solución de problemas de optimización no lineales han sido desarrollados ó refinados en los últimos años. En opinión de Lasdon y Warren (1983), los 4 métodos más importantes son:

- 1) Gradiente Reducido Generalizado (GRG).
- 2) Programación Lineal Sucesiva (SLP).
- 3) Lagrangiano Aumentado (AL).
- 4) Programación Cuadrática Sucesiva (SQP).

En la tabla 2.2 se resumen los méritos relativos de los algoritmos SLP, SQP y GRG enfocando su aplicación a problemas con muchas restricciones de igualdad no lineales.

Para concluir diremos que los métodos más promisorios son el GRG y el SQP cuando se tienen problemas de Programación No Lineal (NLP).

Los métodos SLP son más efectivos para ciertos tipos de problemas como pueden ser sistemas altamente restringidos y/o grandes y comúnmente lineales. Los métodos SQP son probablemente los algoritmos más rápidos, pero generan puntos no factibles, satisfaciendo todas las restricciones solo al final. Esto puede ser un problema grave en la optimización de procesos químicos donde argumentos negativos para los logaritmos, potencias fraccionarias, etc. pueden ser generados.

Parker (1978) ha desarrollado una variación del algoritmo SQP el cual es aplicado específicamente a la optimización de diagramas de flujo utilizando el simulador FLOWTRAN.

ALGO-RITMO	VENTAJAS RELATIVAS	DESVENTAJAS RELATIVAS
SLP	1.- Fácil de implementar 2.- Ampliamente utilizado en la práctica. 3.- Rápida convergencia cuando el óptimo está en un vértice. 4.- Puede manejar problemas muy grandes. 5.- No trata de satisfacer las igualdades en cada iteración.	1.- Puede converger lentamente 2.- Normalmente violará por grandes cantidades las restricciones no lineales, hasta alcanzar la convergencia.
SQP	1.- Usualmente requiere menos evaluaciones de la función y del gradiente de los 3 algoritmos (por mucho). 2.- No trata de satisfacer las igualdades en cada iteración.	1.- Su fuerza no esta determinada en la práctica. 2.- Normalmente violara por grandes cantidades las restricciones no lineales, hasta alcanzar la convergencia.
GRG	1.- Probablemente sea el más vigoroso de los 3 métodos. 2.- Versátil, especialmente bueno para problemas no restringidos ó linealmente restringidos, pero también trabaja bien en problemas con restricciones no lineales. 3.- Puede utilizarse en los simuladores de proceso existentes, utilizando el método de Newton.	1.- Difícil de implementar. 2.- Requiere satisfacer las igualdades en cada etapa del algoritmo.

**TABLA 2.2 COMPARACION DE ALGORITMOS DE OPTIMIZACION. -**

Mahalec (1978) y Evans (1980) han discutido un enfoque similar pero para ser aplicado al simulador ASPEN.

Un caso particular, el algoritmo de optimización con Programación Cuadrática Sucesiva con Espacio de Descomposición Reducido fué revisado recientemente por Biegler (1982).

### 2.2. -GENERALIDADES SOBRE LA PRODUCCION DEL CUMENO. -

La obtención del Cumeno fué reportada por primera vez en 1841 por Gerhardt & Cahours quienes lo prepararon por destilación del ácido cúmico.

El cloruro de aluminio para alquilar benceno con propileno fué reportado por Radziewanowski en 1892, y a partir de entonces, cada vez con más frecuencia se realizaron investigaciones en torno a la producción del cumeno. En 1944 Hock & Lang sugirieron el uso del cumeno en la producción del fenol.

La B.P. Chemical en el Reino Unido, y la compañía Hércules en los Estados Unidos desarrollaron las ideas de Hock & Lang con el propósito de comercializar la co-producción del fenol y la acetona. Hasta entonces, el cumeno había sido utilizado como aditivo del combustible de los aviones durante la Segunda Guerra Mundial con lo que se mejoraba notablemente su rendimiento.

La primer planta productora de cumeno, construida en Curaçao (una isla holandesa localizada a 75 km de la costa norte, de Venezuela), utilizó el ácido sulfúrico como catalizador, ya que en tiempo de Guerra se tenía incertidumbre del suministro de ácido fosfórico.

Durante muchos años se utilizó el cloruro de aluminio y el ácido fosfórico como catalizadores, aún cuando se desarrollaron otros como el  $\text{BF}_3$ ,  $\text{HF}$ ,  $\text{SbCl}_5$ ,  $\text{FeCl}_3$ ,  $\text{ZnCl}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{HBr}$ ,  $\text{HCl}$ ,  $\text{Cu}_2\text{P}_2\text{O}_7$ ,  $\text{Cu}_3(\text{PO}_4)_2 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{SiO}_2\text{-Al}_2\text{O}_3$ , etc.

Un estudio completo del efecto de las distintas variables de operación, en la producción del cumeno fue hecho en 1947 por McAllister.

El calor liberado por la reacción es de  $-9.9$  kcal/mol a  $25^\circ\text{C}$  y de  $-23.4$  kcal/mol a  $250^\circ\text{C}$ . En los procesos en donde se lleva a cabo en fase líquida la reacción, este calor es removido por enfriamiento interno, tal es el caso del proceso que emplea el  $\text{HF}$  como catalizador, o por recirculación a intercambiadores externos en el caso de los procesos que utilizan el  $\text{AlCl}_3$  ó el  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

En los procesos en fase vapor, la reacción ocurre a temperaturas más elevadas y el calor es removido por recirculación de benceno frío, y en algunos diseños mediante la inyección de propano líquido.

Actualmente, la mayor parte de los fabricantes de Cumeno utilizan el proceso UCP, que emplea el ácido fosfórico sólido como catalizador.

La UCP ha desarrollado la tecnología para transformar los subproductos de las refinerías, especialmente olefinas, en componentes útiles para la obtención de gasolinas. En 1942 durante el auge del empleo del cumeno en la aviación, se vió que las plantas de gasolinas polimerizadas podrían 'convertirse' fácilmente en plantas de cumeno.

El proceso UCP es simple de operar y atractivo para los fabricantes de cumeno quienes deben tener especial cuidado con la disposición de los efluentes. El proceso es menos eficiente en términos de consumo de materiales y de la pureza del producto obtenido respecto al proceso que utiliza el  $\text{AlCl}_3$  empleado desde los años 50's por la British Hydrocarbon Chemicals en la primer Planta que se construyó en el Reino Unido, y por la Mitsui Petrochemical Industries en varias plantas en el Japón.

La desventaja más grande del proceso con AlCl<sub>3</sub> es una difícil disposición del catalizador gastado.

La aceptación del cumeno, obtenido mediante el proceso UOP, en el mercado, depende de los requerimientos de los productores de fenol. Si el fenol es destinado para la preparación de caprolactama ó de resinas epóxicas, se deberá emplear invariablemente cumeno de alta pureza, lo cual no es fácil de garantizar.

	Localización	Compañía	Proceso	Capacidad
<b>Europa Occidental:</b>				
Francia	P. du Kousillon	Phone-Progil	UOP	130
	Pont de Claix	Phone-Progil	UOP	100
	Pauillac	Shell	UOP	100
Holanda	Europoort	Gulf	UOP	150
Italia	Sardinia	Saras	UOP	180
	Porto Torres	SIR		120
	Solviate Olona	SIR		30
Reino Unido	Priolo	Montedison	UOP	220
	Grangemouth	BP Chemical	UOP	95
Alemania Occidental	Marl	Huls	S. D.	50
	Gelsenkirehen	Veba	UOP	200
<b>Europa Oriental:</b>				
Checoslovaquia	Sloynaft		UOP	50
Rumania	Borzestl			42
URSS	Grozny			85
	Novokuibyshek			25
Yugoslavia	Zagreb			8
	Sirak			100
Estados Unidos	Alvin	Monsanto		290
	Bishop	Celanese	UOP	---
	Blue Island	Clark		45
	Catlettsburg	Ashland		130
	Corpus Christi	Coastal States		60
	Corpus Christi	Suntide		90
	El Dorado	Skelly		38
	Gibbstown	Hercules		38
	Houston	Shell	UOP	38
	Midland	Dow	UOP	5
	Pennelas	Union Carbide	U. C.	290
	Philadelphia	Gulf	UOP	200
	Port Arthur	Gulf	UOP	190
	Richmond	Chevron		40
Texas City	Amoco	UOP	23	
Westville	Texaco		68	
Canada	Montreal	Gulf	UOP	80
India	Bombay	Herdillia	UOP	20
Japón	Chiba	Mitsui	SD	150
	Kashima	Mitsubishi	UOP	110
México	Cangrejera, Ver.	PENEX	UOP	40

Tabla 2.3 Productores de Cumeno (miles de toneladas).



Para aplicaciones menos críticas, como la fabricación de resinas fenólicas, la calidad ó pureza del cumeno es menos importante. En la tabla 2.3 se muestran los productores de cumeno.

La información relativa a la demanda de cumeno no es de fácil adquisición, sin embargo se pueden hacer estimados a partir de los datos del fenol, considerando que aprox. el 83 % del fenol se obtiene vía oxidación del cumeno.

En los Estados Unidos la demanda de fenol sintético en 1974 fué de 2.4 billones de libras, de 1.7 billones en 1975, de 3.0 billones en 1979, con lo cual la capacidad requerida para cumeno fué de 4.3 billones libras en 1978 y de 4.5 en 1979.

En 1975 la demanda de fenol en el oeste de Europa fué de 2.6 billones de libras de los cuales el 85 % se obtuvo a partir de la oxidación del cumeno. Entonces se tenía una capacidad instalada de 3.5 billones de libras de cumeno.

En Asia, principalmente en el Japón, se tuvo un consumo de 0.6 billones de libras de fenol. Esta cantidad corresponde a 0.9 billones de libras de cumeno.

Para el resto del Mundo, principalmente el este de Europa y Sudamérica fué de 0.8 billones.

Antes de la Recesión de 1974, se esperaba un incremento del 8 % anual en la demanda del fenol, sin embargo posteriores estimados indican un 6.5 %. En 1977 se desarrollaron nuevos proyectos entre los que destacan el de Shell Chemicals y algunas pequeñas expansiones de los ya existentes.

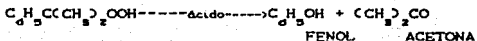
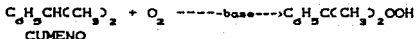
Para los años 80's la demanda mundial del fenol implicó nuevas instalaciones para la producción del cumeno.

En 1981 Petróleos Mexicanos inició la producción de cumeno en sus instalaciones en la Cangrejera con una capacidad instalada de 40,000 ton métricas/año, y actualmente es la única planta con la que cuenta.

Cerca del 90 % del cumeno de alta pureza es destinado a la producción de fenol y acetona. Puesto que la ruta alternativa para la producción de acetona utiliza propileno, la obtención vía cumeno es esencialmente equivalente a la producción de fenol a partir del benceno, siempre y cuando se obtenga un alto rendimiento de acetona del propileno. Las rutas alternativas para producir fenol, vía clorinación de benceno y oxidación de tolueno han sido prácticamente desplazadas por el sistema de oxidación de cumeno.

La producción de fenol y acetona a partir del cumeno se basa en la observación de que el cumeno en medio básico puede ser oxidado a un hidroperóxido de cumeno estable. La acidificación de este peróxido produce el fenol y la acetona de conformidad con

las siguientes reacciones químicas:



Después de remove. el cumeno que no reacciona, la acetona y los subproductos de la reacción tales como el  $\alpha$ -metil-estireno, el fenol crudo producto está disponible para la fabricación de distintos tipos de resinas. Una purificación posterior del fenol es necesaria para poder destinarlo a la fabricación de productos farmacéuticos. El  $\alpha$ -metil-estireno normalmente es hidrogenado y regresado hacia cumeno, para recircularlo al reactor.

El segundo uso más importante del cumeno es la producción de  $\alpha$ -metil-estireno el cual es utilizado como un co-polímero en resinas especiales. No se dispone de datos exactos, pero se estima que sólo en los Estados Unidos se destinan 30,000 ton/año para esto.

Usos menos importantes del cumeno incluyen el uso del hidroperóxido de cumeno como iniciador (en la química de polímeros), y como un componente de las gasolinas para avión que permite mejorar el número de octano.

### 2.3 ESTRATEGIA PARA LA CONVERSION DE UNA PLANTA.

La estrategia de análisis sugerida para realizar la conversión de una planta esta basada en la estrategia para el diseño de procesos mostrada en la figura 2.1, solo que con algunas adaptaciones. Así por ejemplo, la colección y almacenamiento de información debe incluir tanto a la planta que se tiene actualmente como a la que se pretende convertir. El dimensionamiento del equipo será de aquel que tenga que ser de nueva adquisición (y no todo el equipo). En el caso de hacer una optimización, ésta deberá incluir como una de las restricciones, el mejor aprovechamiento factible del equipo existente. El diseño en detalle de la planta se entenderá como el diseño en detalle de las modificaciones requeridas. Las condiciones de operación se fijarán a partir del conocimiento de las condiciones de operación típicas para el proceso que se quiere implementar, pero inevitablemente se tendrán que hacer variaciones en estas condiciones para lograr la mejor utilización del equipo disponible. En el estudio económico se tendrá presente que la inversión se hará en las modificaciones requeridas y no en la planta completa. En el caso de que el proyecto resultara no factible se deberá agotar la posibilidad de conversión de la planta para obtener otros productos. Cuando sea posible la conversión de una planta, desde el punto de vista técnico, en más de un proceso, el estudio de rentabilidad de las distintas alternativas determinará la mejor opción.

### III.-DESCRIPCION DE LOS PROCESOS

#### 3.1 DESCRIPCION DEL PROCESO PARA LA SINTESIS DEL TETRAMERO DE PROPILENO.

La descripción que se dará a continuación corresponde a la planta de tetramero de propileno que Petróleos Mexicanos tiene en el Complejo Petroquímico Independencia, y que inició sus operaciones en el año de 1985. Esta planta fue diseñada por el IMP para PEMEX a partir de 1979.

Hasta 1991 PEMEX contaba con otras dos instalaciones para producir el Tetramero de Propileno (TP), una Planta en la refinería de Cd. Madero, Tamps. y otra en la refinería de Azcapotzalco en la Cd. de México.

El proceso consta de tres secciones:

- 1.- Sección de Preparación de Carga.
- 2.- Sección de Reacción.
- 3.- Sección de Fraccionamiento.

La carga a la Unidad, constituida por una mezcla de propano-propileno contiene compuestos de azufre y nitrógeno los cuales son eliminados en la sección de preparación de carga. Los primeros alteran la especificación del producto, mientras que los segundos son un veneno para el catalizador, el cual es ácido fosfórico.

En esta sección se prepara además, la carga combinada hacia los reactores, y que está constituida por una mezcla de propano-propileno, polímero ligero y propano de recirculación.

La sección inicia con dos etapas de contacto dispuestas en serie, con sus bombas y asentadores, en donde mediante un tratamiento con sosa cáustica al 15 % se elimina el H<sub>2</sub>S y los mercaptanos. En seguida se dispone de una torre lavadora que emplea agua acidulada para eliminar los compuestos de nitrógeno, un tanque para separar el agua y un acumulador de carga combinada, donde se mezclan las corrientes de alimentación a los reactores.

Del tanque de carga combinada, la mezcla se envía previo calentamiento a los reactores. Se dispone de 3 equipos en operación continua y uno de relevo (para mantenimiento y/o cambio de catalizador).

Cada uno de éstos reactores está constituido por 5 camas empacadas con catalizador (normalmente se emplea el IMP-TPG-101).

Debido a que las reacciones de polimerización son exotérmicas, se dispone de inyecciones de propano de apagado en cada cama, así como de agua de hidratación para el catalizador.

El efluente del reactor se hace pasar por unos filtros y por unos intercambiadores carga/efluente, para finalmente pasar a la sección de fraccionamiento.

La Sección de Fraccionamiento tiene como objetivo separar el tetrámero producto, el propano y los polímeros de reacciones incompletas y de sobrepolimerización. La sección consta de una torre despropanizadora en donde se extrae por el domo el propano de apagado y un excedente que es enviado hacia almacenamiento. Los productos del fondo son alimentados a la columna de polímero ligero, de la cual la corriente del domo es recirculada al tanque de carga combinada, mientras que los fondos se envían a la torre repasadora de tetrámero, en la cual se obtiene por el domo el TTP, producto que se manda como carga a la unidad de alquilación. El polímero pesado obtenido por el fondo se utiliza como combustible en el calentador de aceite.

Se tiene además una sección de calentamiento de aceite, la cual es común con la unidad de dodecilbenceno, y tiene por objeto suministrar la carga térmica requerida en los rehedidores de las torres de fraccionamiento. Esta sección está constituida por un calentador a fuego directo, un tarque de expansión y bombas para recircular el aceite.

### 3.1.1 VARIABLES DEL PROCESO. -

Las reacciones de polimerización se ven afectadas por las mismas variables que intervienen en la Síntesis del Cumeno y que son: Temperatura, Presión, Conc. de Olefinas, Humedad y Espacio Velocidad.

TEMPERATURA. - El intervalo de temperatura para la operación del convertidor es de  $150 \pm 200$  °C. Con el catalizador nuevo, la temperatura más apropiada es  $170$  °C. Conforme disminuya la actividad del catalizador, será necesario incrementar dicha temperatura.

Las reacciones que ocurren son exotérmicas, siendo la diferencial de temperatura en cada cama de unos  $15$  °C, lo cual depende del contenido de olefinas en la carga. Para controlar la temperatura en los convertidores se inyecta propano de apagado, de manera que la diferencial global sea de aprox.  $25$  °C.

No es conveniente manejar temperaturas bajas ya que esto favorece la formación de ésteres fosfóricos. Temperaturas muy altas favorecen las reacciones de sobrepolimerización y de formación de carbón.

PRESION. - La presión de diseño de este proceso es de  $47$   $\text{kg/cm}^2$ . Presiones bajas favorecen el depósito de carbón y de los

polímeros pesados en el catalizador, provocando alta caída de presión en los lechos y una desactivación del catalizador. Al incrementarse la presión, los productos obtenidos son más ligeros y por lo tanto disminuye el rendimiento de tetrámero.

La presión de diseño balancea estos dos factores: mayor vida del catalizador y mayor rendimiento de tetrámero.

**CONTENIDO DE OLEFINAS EN LA CARGA COMBINADA.** -El contenido de olefinas puede variar entre 25 y 35 % en la corriente de alimentación a los reactores. Mayor concentración de propileno favorece la conversión hacia el producto principal, siendo el carácter exotérmico de las reacciones la limitante.

El contenido de olefinas se regula con la recirculación de polímero ligero y de propano. Un mayor contenido de polímero ligero en la carga combinada favorece la conversión a tetrámero (los dímeros y trímeros 'terminan de reaccionar'). Además, el polímero ligero lava el catalizador de los depósitos de alquitrán. La relación de dímeros y trímeros a propileno, debe ser de 3.5 a 3.7.

**HUMEDAD.** - El catalizador está constituido por una mezcla de ácido fosfórico y pentóxido de fósforo, producto este último de la deshidratación del primero.

A mayores concentraciones de ácido, esto es, menor cantidad de agua, se incrementa la polimerización, sin embargo, a valores muy altos (arriba de 100 M), se favorece la formación de polímeros pesados y carbón. Mientras que a concentraciones bajas, el exceso de humedad causa resblandecimiento del catalizador.

La cantidad de agua presente depende de la temperatura y presión del sistema. El agua de hidratación puede ser introducida al sistema de alguna de las siguientes maneras:

- 1.- Agua soluble en los Hidrocarburos.
- 2.- Agua inyectada a los reactores.
- 3.- Agua arrastrada del sistema de lavado.

El agua inyectada se determina del siguiente balance:

agua inyectada	=	agua recomendada	-	agua soluble en hidrocarburos	-	agua arrastrada
----------------	---	------------------	---	-------------------------------	---	-----------------

Para determinar la cantidad de agua recomendada se emplean gráficas proporcionadas por el fabricante del catalizador. En estas gráficas se utiliza la presión absoluta en la entrada al reactor, y el promedio de las temperaturas de entrada a la primera cama y a la salida de la última. Para la síntesis del tetrámero, el valor más apropiado para la concentración del ácido es de 102 %. El agua soluble en los hidrocarburos se determina a la temperatura de la carga fresca, y no se considera el agua del polímero ligero recirculado ya que éste está en fase líquida y no contribuye a la presión de vapor del agua. El agua arrastrada se

supone del orden de 0.01 % .

**ESPACIO VELOCIDAD.** - Los valores recomendados para esta variable dependen del fabricante del catalizador, pero usualmente se encuentran en el intervalo de 0.1 a 0.45 gal de carga/hr-lb de catalizador, sin tomar en cuenta el propano de apagado. Dentro de los límites recomendados, valores bajos incrementan la conversión de olefinas; con valores menores a los recomendados las reacciones son incompletas y tienen un bajo rendimiento de tetramero.

### 3.1.2. - CARACTERISTICAS ESPECIALES DE LA CARGA

La carga puede contener cierta cantidad de contaminantes como el oxígeno, nitrógeno, butadieno, compuestos cáusticos y compuestos de azufre, que son nocivos para el catalizador. El efecto de estos contaminantes es el siguiente:

**OXIGENO.** - Pequeñas cantidades de oxígeno pueden causar la formación de gomas que obstruyen el catalizador reduciendo su actividad y provocando un aumento en la caída de presión.

**NITROGENO.** - Los compuestos nitrogenados, por su naturaleza básica, constituyen un veneno para el catalizador ácido. Concentraciones tan pequeñas como 0.5 % en peso son suficientes para causar una desactivación parcial del catalizador, pero una concentración del 1.0% lo desactivará totalmente.

**BUTADIENO Y ACETILENO.** - El butadieno y el acetileno se polimerizan formando compuestos de alto peso molecular lo cual obstruye los poros del catalizador, desactivándolo. Puede ser tolerado, pero solo por unos instantes, hasta un 0.6 % en la alimentación.

**CAUSTICOS.** - Estos compuestos, principalmente el NaOH y dietanol-amina neutralizan al catalizador.

**AZUFRE.** - Los compuestos de azufre son sólo un veneno temporal para el catalizador, cuando están presentes en concentraciones mayores a 3 granos/100 ft<sup>3</sup> de alimentación. Su principal inconveniente es que impurifican los productos.

### **3.2 DESCRIPCIÓN DE LOS DISTINTOS PROCESOS PARA LA SÍNTESIS DEL ISOPROPIL BENCENO (CUBENO).**

Los procesos se describirán de acuerdo al catalizador utilizado. Se hará una breve descripción de los siguientes:

- 1.- Alquilación en fase líquida usando ácido sulfúrico.
- 2.- Alquilación en fase líquida usando ácido fluorhídrico.
- 3.- Alquilación en fase líquida usando AlCl<sub>3</sub>.

Finalmente, se dará una descripción más exhaustiva del proceso de alquilación en fase gaseosa, utilizando como catalizador el ácido fosfórico. Este es el proceso UOP, y es el que se tiene en la planta de la Cangrejera. Por su similitud con el proceso para la obtención del tetramero será el que se implemente para la conversión de la planta.

### 3.2.1.-ALQUILACION EN FASE LIQUIDA UTILIZANDO H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

Una mezcla de ácido con hidrocarburos es bombeada hacia los reactores, previo calentamiento. Los hidrocarburos son: el benceno fresco, el benceno recirculado y una mezcla de propano-propileno. Los productos de la reacción se enfrían, separan y lavan, y la fase de hidrocarburos se envía a la sección de fraccionamiento.

El ácido sulfúrico reacciona con olefinas indeseables y con el agua. Como la concentración de éste tiende a disminuir, es necesario adicionar ácido fresco.

El cumeno crudo junto con una solución al 5 % de sosa cáustica se alimenta a la torre despropanizadora. El propósito de esto es hidrolizar los ésteres sulfonados, que son altamente corrosivos. El producto del fondo se envía a un decantador donde se separan las dos fases. La fase inferior es recirculada a la alimentación, mientras que la fase de hidrocarburos es bombeada a la columna de recuperación de benceno, el cual sale por el domo y es enviado hacia los reactores. Los productos del fondo de la torre son enviados a la columna de producto, donde se le separan los compuestos polialquilados.

En la Tabla 3.1 se dan los datos de operación de ésta planta y en la 3.2 se muestra el efecto del tiofeno en el rendimiento de la reacción.

Fuera de la desventaja obvia de tener que neutralizar y disponer continuamente el catalizador gastado, los problemas operativos son mínimos. Se tienen algunos problemas de incrustación por sales en los rehervidores, especialmente en los de la torre de recuperación de benceno. Normalmente se cuenta con un equipo de espera.

Composición de la alimentación	
benceno fresco, %	21.3
benceno reciclado, %	44.0
propileno tratado, %	34.7
Acido Sulfúrico:	
carga inicial, %	80-90
renovado, %	90

Tabla 3.1 Datos de operación.

Condiciones:	
Relación molar ácido/hidrocarburos	6.0/1.0
Temperatura, C	1.0/1.0
Presión, psig	36-40
tiempo de residencia, min	165
	30-60
Resultados:	
Conversión de propileno, %	99.0
cumeno crudo/90 % ácido	10-12
ácido gastado .H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> . %	21-23
agua, %	11-12
cumeno en el crudo, %	93

Tabla 3.1 (continuación)

	% peso	% peso	% peso
propileno	8.2	8.2	8.2
propano	15.4	15.3	18.1
benceno	76.4	76.5	73.7
azufre en el benceno	<0.01	<0.12	<0.48
temperatura, C	20	20	20
relación molar (benceno/propileno)	5:1	5:1	4.8:1
tiempo de contacto, minutos	20	20	20
rel. cumeno crudo/ácido (vol/vol)	7.2	6.3	1.7
cumeno en el crudo, %	95	93	95
azufre en el cumeno, %	<0.01	0.03	0.21

Tabla 3.2 Efecto del tiofeno

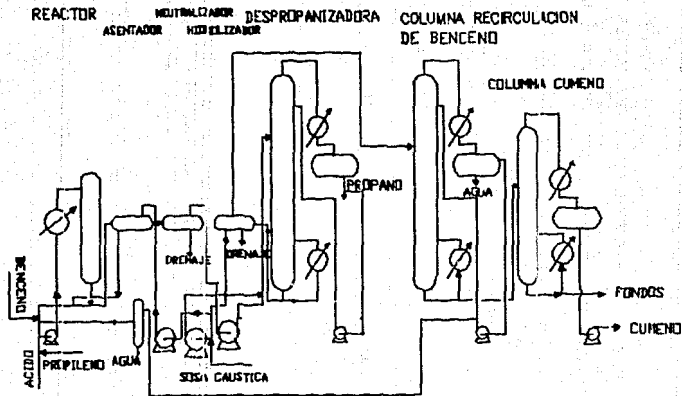
El etileno en el propileno es indeseable puesto que forma ésteres sulfatados.

En general los materiales de construcción son comunes, pudiendo utilizarse en la mayor parte del proceso acero al carbón. En donde la turbulencia es grande y en los lugares donde se emulsiona el ácido se deberá utilizar aleaciones resistentes a la corrosión. En la Fig. 3.1 se muestra un diagrama de flujo del proceso.

### 3.2.2 ALQUILACION EN FASE LIQUIDA USANDO HF COMO CATALIZADOR

En los últimos 10 años no se ha construido nuevas plantas que utilicen el HF como catalizador para la alquilación del benceno con el propileno. Las plantas existentes, fueron originalmente plantas de alquilación de gasolinas ó detergentes alquilados, y aún cuando no se cree que en el futuro se construyan nuevas plantas de éste tipo, se mencionará brevemente por razones históricas.





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA
COMISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO
FIGURA 3.1 SINTESIS DE CUMENO USANDO ACIDO SULFURICO

El proceso es una versión modificada del utilizado para la alquilación del benceno con tetrámero de propileno, para producir dodecibenceno.

El reactor utilizado es del tipo tanque agitado (CSTR) con un sistema especial de agitación, que permite que se lleve a cabo la reacción a 30 °C ó menos, de esta manera, la formación de subproductos indeseables se minimiza.

En la clasificación general de los agentes alquilantes, el HF ocupa un lugar intermedio entre el  $\text{H}_2\text{PO}_4$  y el  $\text{AlCl}_3$  de tal manera que no previene la generación de las reacciones secundarias. La ventaja que tiene sobre la utilización del  $\text{H}_2\text{PO}_4$  es que no da lugar a las reacciones de polialquilación del benceno (formación de di y tri isopropil bencenos). Como se verá en la sección 3.2.3, las reacciones de alquilación y dealquilación, ocurren simultáneamente.

El tratamiento que se da al HF residual, es una etapa importante en el proceso. El HF es continuamente removido junto con los productos de la reacción, y separado de éstos posteriormente. Parte de éste material es recirculado al reactor y la otra parte es enviada a la torre de regeneración de ácido.

En la torre de regeneración de HF se elimina compuestos ligeros y pesados, mismos que son quemados. Parte del HF se debe eliminar junto con los compuestos pesados, para mantener la actividad del catalizador en un nivel adecuado.

El alquilado crudo separado, es enviado a la columna de recuperación de benceno, donde se separa y recircula el benceno por el domo, y el cumeno y los compuestos más pesados son removidos por el fondo de la torre.

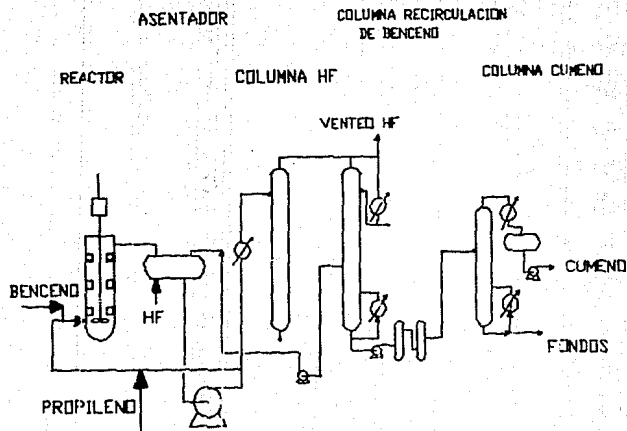
Se cuenta con una columna de destilación final, donde se separa por el domo el cumeno puro.

Debido a que el HF es altamente corrosivo, se debe tener cuidado con la presencia del agua, aún en pequeñas cantidades. Los materiales empleados, particularmente en la sección de reacción, son una aleación denominada monel. En la Fig. 3.2 se muestra el diagrama de flujo del proceso.

### 3.2.3 ALQUILACION EN FASE LIO. UTILIZANDO $\text{AlCl}_3$ COMO CATALIZADOR

El  $\text{AlCl}_3$  es el agente preferido para la obtención de muchos alquilbencenos a nivel laboratorio. Fue en los años 50's que se empezó a utilizar en la síntesis del cumeno.

Basicamente, el diseño es similar a los procesos descritos con anterioridad. Consta de una sección de pretratamiento de la carga (en caso que esto se requiera), de una sección de reacción y una de destilación. Las condiciones de reacción, incluyendo los



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO

FIG. 32  
SINTESIS DE CUMENO USANDO  
ACIDO FLUORHIDRICO

arreglos para la alimentación del catalizador y la recirculación de los polialquilbencenos para su de-alkilación, son sin embargo algunas pequeñas diferencias.

### 3.2.3.1 Pretratamiento de la Alimentación.

Si se requiere pretratar la carga, el propileno líquido es pasado a través de un secador, posteriormente se alimenta a una torre de-etanizadora, donde se separan los compuestos C<sub>2</sub>. Los fondos son enviados a la columna de propileno, donde los compuestos C<sub>3</sub>'s y más pesados se eliminan por el fondo. Por el domo se obtiene el propileno, mismo que se vaporiza y alimenta a los reactores.

El benceno fresco normalmente contiene mucha agua para ser alimentado directamente a los reactores, por lo que es mezclado con el benceno recirculado y alimentado a una columna con 20 a 30 platos para la deshidratación. Una vez que se condensa, el benceno y el agua se separan en un decantador, el cual sirve además como acumulador de reflujo de la torre. El benceno obtenido por el fondo, usualmente contiene menos de 20 p.p.m de agua.

En 1973, Popov hizo una revisión de los problemas asociados a los diferentes contaminantes de la carga.

En la Fig. 3.3 se muestra el diagrama de flujo del proceso.

### 3.2.4 ALKILACION EN FASE VAPOR UTILIZANDO H<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> COMO CATALIZADOR

#### 3.2.4.1 DESCRIPCION GENERAL DEL PROCESO.

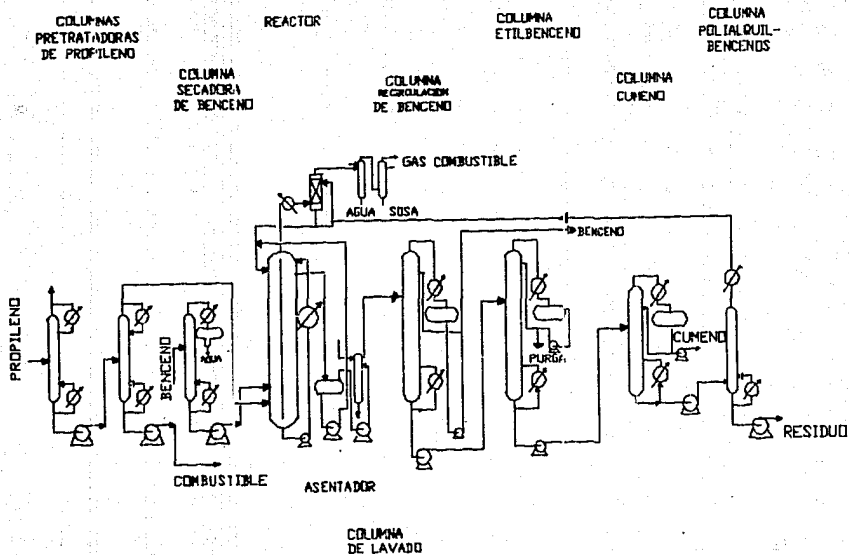
Como se menciono anteriormente, la descripción que se dará a continuación corresponde a la Planta de Cumeno, que Petroleos Mexicanos tiene en el Complejo Petroquímico la Cangrejera.

El proceso consiste en hacer reaccionar benceno con una mezcla de propano-propileno en relaciones selectas para obtener el rendimiento máximo y la calidad deseada en el producto. Esta mezcla se calienta antes de ser introducida a la zona de reacción, en donde se lleva acabo la alkilación del benceno.

El efluente del reactor pasa a través de una serie de torres de fraccionamiento cuyo objetivo es separar y recircular los materiales que no reaccionaron, y separar el cumeno de los alkilados pesados obtenidos como productos secundarios.

El proceso consta de las siguientes secciones:

- 1.- Sección de Preparación de Carga.
- 2.- Sección de Reacción.
- 3.- Sección de Fraccionamiento.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO
FIG. 33
SINTESIS DE CUMENO USANDO CLORURO DE ALUMINIO

SECCION DE PREPARACION DE CARGA. - Tiene como objetivo combinar el benceno con el propileno en una relación de 8:1 y el propano con el propileno en una relación de 2:1. Asimismo, en esta sección se adiciona en forma controlada la cantidad de agua a la corriente de benceno de recirculación, para mantener la humedad requerida por el catalizador.

La sección consta de tanques receptores de benceno, propano, propileno, una torre despropanizadora y un sistema de inyección de condensado limpio para mantener 250 ppm máximo de agua en la corriente recirculante de benceno.

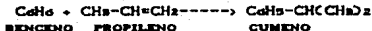
SECCION DE REACCION. - Aquí se obtiene el cumeno, previo calentamiento de la carga. Se dispone de dos reactores en operación continua. Cada reactor consta de tres camas empacadas con catalizador de ácido crómico soportado sobre tierras diatómicas. Los productos de la reacción se filtran para ser enviados posteriormente a la sección de fraccionamiento.

SECCION DE FRACCIONAMIENTO. - Tiene como finalidad separar el cumeno, el propano, el benceno y los alquilados pesados. Consta de una torre rectificadora de efluentes de reacción, donde los productos del domo pasan a la torre despropanizadora de la sección de preparación de carga. En ésta se obtiene por el domo propano y más ligeros, mismos que son enviados a la red de gas combustible; por el fondo se obtiene una corriente de propano-benceno que se recircula a la sección de reacción.

Los fondos de la columna rectificadora de efluentes de reacción son enviados a la columna de recirculación de benceno, donde por el domo se obtiene benceno que se recircula al área de reacción, mientras que por el fondo separa el cumeno y los alquilados pesados, los cuales son transferidos a la torre de cumeno. En el plato 5 de esta torre se extrae el cumeno puro, y por el fondo se separan los pesados y son enviados al límite de batería. A continuación se muestra el diagrama de flujo de proceso (FIG. 3.4).

### 3.2.4.2 QUIMICA DEL PROCESO. -

La principal reacción en este proceso, es la alquilación del benceno con el propileno, la cual es exotérmica y consume prácticamente todo el propileno.



Algunas de las reacciones laterales y secundarias, incluyen la alquilación del cumeno con propileno para formar una mezcla de isómeros del di-isopropil-benceno (orto, meta y para).

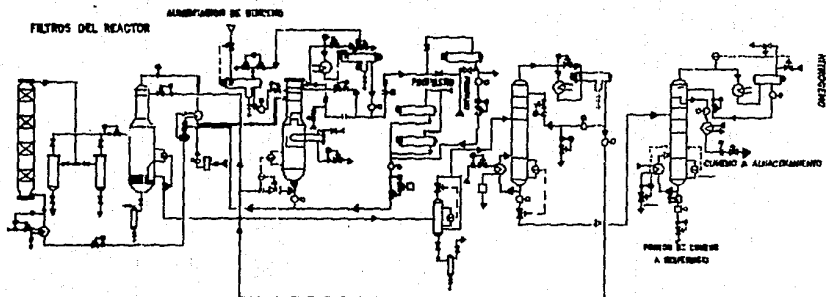
REACTORES DE  
CUMENO

DESIFROPANIZADORA

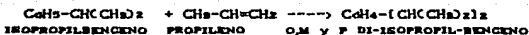
COLUMNA DE CUMENO

RECTIFICADOR DEL  
EFICIENTE

COLUMNA DE  
RECIRCULACION  
DE BENCENO



Pansing (1949) sugiriere que la reacción que ocurre es:



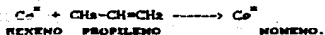
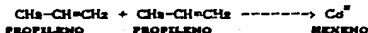
Esta reacción no está de acuerdo con el hecho de que los isómeros meta y para fueron reportados como productos primarios e inestables.

Murakami y colaboradores (1968) proponen que el diisopropil-benceno es formado mediante la reacción de disproporciónación.

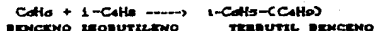
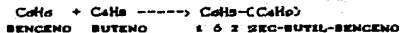
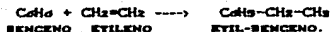
Un hecho interesante acerca de esta reacción es la relación del isómero meta al para encontrada por Best y Wojciechowski en 1977. Encontraron una relación de 2:1, y una pequeña cantidad del isómero orto.

Puesto que el grupo alquil normalmente es considerado director orto-para, uno debería esperar que la mayor parte del di-isopropil-benceno fuera el isómero para, como lo reporta Melpolder en 1948. Esta paradoja puede ser explicada por el hecho de que hay otros factores que dirigen el efecto de la cadena lateral, por ejemplo, la temperatura de reacción y el tipo y resistencia del catalizador pueden influir. Lo que es más, el di-isopropil-benceno formado por disproporciónación puede ser isomerizado antes de la desorción. En la fig. 3.5 se muestra el mecanismo de la reacción.

El propileno puede polimerizarse para generar hexeno y noneno según las siguientes reacciones:

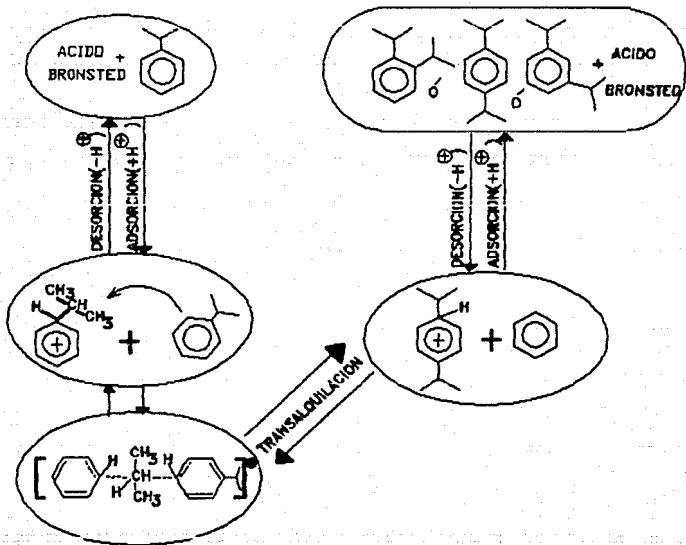


La composición de la carga es fundamental para que no ocurran reacciones paralelas tales como la formación del etil-benceno y butil-bencenos mediante las reacciones:



La cantidad producida de estos compuestos depende directamente de la cantidad de etileno y butileno presentes en



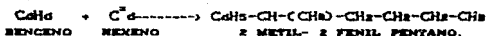


UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA  
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO  
**FIGURA 3.5**  
MECANISMO PARA LA DISPROPOR-  
CIONACION DE DOS MOLECULAS DE  
CUMENO PARA PRODUCIR VARIAS  
MOLECULAS DE DI-ISOPROPILBENCENOS

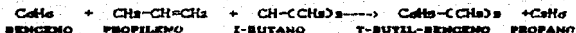
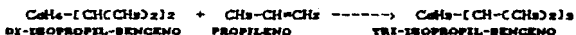
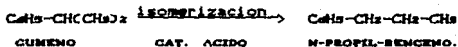
la carga y de la reacción de disproporcionación de dos moléculas de cumeno.

Best (1977) propone un mecanismo para explicar el hecho sorprendente de que el buteno se encuentre como un producto primario. La olefina C<sub>4</sub> puede ser formada si el ataque de la segunda molécula de cumeno se da a través del grupo alquil en lugar del anillo bencénico. Los butilbencenos son inestables y se descomponen térmicamente en butenos y benceno. El mecanismo se muestra en la Fig. 3.6.

Compuestos tales como el 2 metil-2 fenil-pentano están presentes en cantidades significativas en los fondos de la torre de cumeno, y su formación depende de la cantidad de hexeno presente en la corriente de benceno de recirculación.

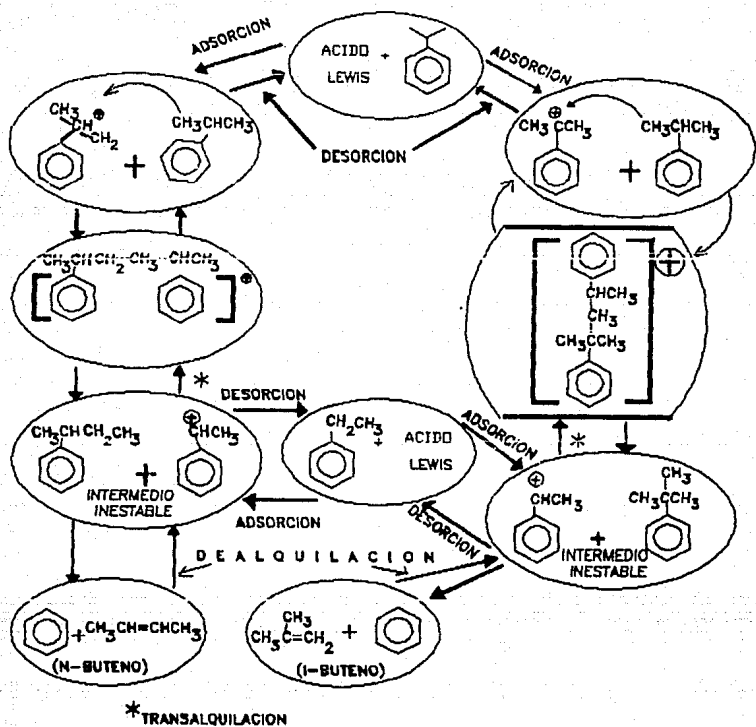


La formación de compuestos tales como el n-propilbenceno, tri-isopropil-benceno y terbutil-benceno, también ocurren en el proceso pero en cantidades relativamente bajas.



La naturaleza reversible del mecanismo de desalquilación, y la existencia de un ion propil que puede isomerizarse a la forma n-propil, sugiere que el n-propil-benceno puede ser formado tanto como un producto primario como uno secundario. Algunos autores han reportado que el isopropilbenceno se puede isomerizar a la forma n-propilbenceno (1959 e 1971) calentando a 100 °C, en presencia de AlCl<sub>3</sub>. Estudios más recientes de Kasding (1980) indican que la isomerización se lleva a efecto a temperaturas superiores a los 250 °C sobre catalizador de zeolitas.

El etil-tolueno también es formado por un rearrreglo del catión propilbenceno, pero la reacción no ha sido estudiada ampliamente debido a la inestabilidad del tolueno.



FACULTAD DE QUIMICA  
 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO  
 FIGURA 3.6  
 MECANISMO PARA LA DISPROPOR-  
 CIONACION DE DOS MOLECULAS DE  
 CUMENO PARA PRODUCIR BUTIL-  
 BENCENO Y ETILBENCENO

### 3.2.4.3 VARIABLES DEL PROCESO.

Las principales variables de operación de éste proceso son: temperatura, presión, humedad, concentración de propileno y espacio velocidad.

**TEMPERATURA.** - La temperatura de operación del reactor influye de manera determinante en la conversión del propileno, pero es limitada por el intervalo de operación del catalizador. Los valores usuales a la entrada del convertidor es de 193 C hasta 210 C, mientras que la temperatura a la salida puede alcanzar valores de 221 C a 243 C. Dentro de lo posible, la temperatura de entrada no debe ser más alta que la requerida para lograr la conversión y calidad del producto deseadas. El operar a temperaturas más bajas permite controlar la formación de coke y gomas y controla la deshidratación del catalizador, con lo cual se logra mantener limpio y se obtiene una corrida más larga.

Por otra parte, temperaturas mayores a las mencionadas tendrán como consecuencia la deshidratación del catalizador y su consecuente pérdida de actividad.

A fin de evitar la formación de ésteres en forma líquida, no deberá exponerse al catalizador a temperaturas por debajo de 138 C por periodos de tiempo prolongados.

**PRESTION.** - La presión no se considera una variable de operación ya que el catalizador deberá operarse en la condición de diseño.

**HUMEDAD.** - El catalizador es una mezcla de ácido fosfórico y tierra diatomácea como soporte. El ácido debe estar combinado con cierta cantidad de agua, requerida para mantener la actividad.

Quando el catalizador se calienta, tiende a perder agua por evaporación, por lo cual es necesario que la carga al reactor tenga suficiente agua para mantener un equilibrio entre el agua contenida en el hidrocarburo y la contenida en el catalizador. En condiciones normales, es necesario adicionar condensado a la corriente de alimentación para obtener el equilibrio deseado.

Exceso de agua en la alimentación provoca una mayor disolución del ácido. Por ésta razón, una hidratación adecuada del catalizador es considerada de 250 a 300 ppm.

El proceso de cumeno en su operación se considera un 'proceso lento' ya que las variaciones en las condiciones de operación no surten consecuencias inmediatas en los productos, sino más bien después de un tiempo. Este proceso es menos activo que el de la polimerización para la obtención del tetramero de propileno.

Respecto al catalizador y su forma, existen el de UCI (esférico), el de UOP (cilindrico) y el IMP-TPC-1 que actualmente

se utiliza en el CPI para la síntesis del tetramero de propileno. Lo importante en todos los casos es mantener un buen control de la hidratación, para lo cual existen dos criterios diferentes, el mencionado anteriormente, de mantener 250 a 300 ppm (UOP) y el recomendado por otros fabricantes, quienes recomiendan que el catalizador se opere con una concentración de ácido del 102 %. Dicha concentración se obtiene calculando la presión de vapor del agua y con este dato y las gráficas proporcionadas por el fabricante, se calcula la concentración de ácido.

CONCENTRACION DE PROPILENO. - Debido a que la reacción de alquilación del propileno es altamente exotérmica, el calor liberado será proporcional a la concentración del propileno en la corriente de alimentación al reactor. Este calor es disipado por el propano y el benceno de recirculación.

La concentración del propileno en la carga combinada es regulada por la cantidad de propano remanente en la recirculación de fondos de la torre despropanizadora, y en la recirculación del domo de la columna de benceno.

Como se dijo anteriormente, se deberá mantener una relación molar de 8:2:1 benceno, propano, propileno en la carga combinada. Si estas relaciones son conservadas durante la operación, las reacciones laterales y el incremento de temperatura se mantendrá dentro de los límites deseados.

ESPACIO VELOCIDAD. - El espacio velocidad para la síntesis de cumeno se mide igual que en el proceso de polimerización del propileno, esto es: gal/hr/lb cat. y su rango de operación esta entre 0.1 y 0.15 gal/hr/lb catalizador.

Valores superiores al intervalo mencionado incrementarán el índice de bromo del cumeno producto, como consecuencia del incremento de olefinas a la salida del convertidor, mientras que valores inferiores no afectan notablemente la calidad del producto, siempre que no sean menores de 0.08, porque se canalizará el catalizador y perderá su actividad, sin que ésta se pueda restablecer al normalizar el flujo.

Un catalizador se considerará bueno cuando rinde de 100-120 gal de cumeno/lb. cat., se considera excelente cuando presenta rendimientos de 120-150 gal. cumeno/lb. cat. y arriba de 200 no es usual.

#### 3.2.4.4. -ESPECIFICACIONES GENERALES DEL DISEÑO. -

Para la síntesis apropiada del cumeno se debe tener en cuenta lo siguiente:

AD La cantidad de olefinas en el domo de la torre despropanizadora debe ser menor de 0.1 % vol. , y lo mejor es que no este presente.

B) La torre de cumeno producto deberá proporcionar una pureza mayor de 99.9 % en la extracción lateral y los aromáticos pesados del fondo de 3-5 %.

C) Las impurezas tales como ter-butil-benceno y otros C<sub>9</sub> deben ser menores de 0.09 % vol.

D) El benceno de alimentación a la planta debe tener una pureza del 99.0 % vol y en la corriente de recirculación una pureza mayor del 90.0 %.

E) La carga fresca de propileno deberá contener menos de 1.0 % vol de C<sub>2</sub>, lo que evitará la formación de de etil-benceno en cantidades indeseables. Los C<sub>2</sub> también deberán ser inferiores al 1.0 %.

F) La diferencia de temperaturas en el reactor debe ser menor de 55 °C. Los valores más bajos favorecen la vida del catalizador.

G) La operación del reactor estará sujeta al índice de bromo deseado en el producto y el enfriamiento entre camas no se utilizará cuando el índice de bromo sea menor de 100; cuando se requiera mayor de 100 se usará enfriamiento con relaciones de benceno/propileno de 6:1 y temperaturas entre 175-200 °C en la entrada de las camas y una relación de 12:1 en la entrada al convertidor.

#### IV.-SIMULACION DE LA PLANTA DE CUMENO.

##### 4.1.- SIMULACION DE LA PLANTA DE CUMENO DE LA CANGREJERA, VER. (CASO: DISEÑO)

El propósito de esta simulación es validar los métodos de cálculo utilizados y que se describen más adelante, así como probar la eficacia del simulador utilizado y que como ya se mencionó fué el ChemCad II.

##### A) SELECCION COMPONENTES QUIMICOS. -

El primer paso en la simulación de la planta de cumeno de la Cangrejera (PCC) es la definición de los componentes que se encuentran en el proceso. Esto es porque en el diagrama de flujo de proceso del licenciador de la tecnología (DWG No. 87016-NX), el balance de materia se presenta de la sig. manera: (fragmento)

BALANCE MOLAR Lb Mol/Hr				
COMPONENTE	1	2	13	16
H <sub>2</sub> O				
C <sub>2</sub>	1.1			
C <sub>3</sub>	0.8			1.5
=C <sub>3</sub>	100.50			
BENCENO		98.3		
NO-AROMATICOS		0.10		
I-PROPII-BENCENO			92.6	
AROMAT. PESADOS				

**TABLA 4.1 BALANCE DE MATERIA**

Las corrientes corresponden a lo sig.:

- 1 = Alimentación de propileno.
- 2 = Alimentación de Benceno.
- 13 = Cumeno hacia almacenamiento.
- 16 = Propano de y hacia almacenamiento.

Como puede verse, este balance es muy general e incompleto ya que no da información alguna sobre los compuestos "NO-AROMATICOS" y los "AROMATICOS PESADOS".

Para definir los compuestos presentes se tomó en cuenta lo siguiente:

- a) La especificación PENEX No. 562 para el propileno.
- b) La química del proceso citada en el Manual de Operación de la Planta.
- c) Estudios sobre la alquilación y disproporcionación del cumeno para producir aromáticos pesados (W. Kaeding, 1989), y otros

- estudios, entre ellos los de A. Corma y B. W. Wojciechowski (1982).
- d) Se hizo un muestreo de los análisis del laboratorio acerca de la composición del propileno, durante el año de 1991. (propileno de alta pureza que se destina a la planta de acrilonitrilo).
- e) La disponibilidad en la literatura de los parámetros de Arrhenius (factor de frecuencia y energía de activación) para simular las reacciones.
- f) La disponibilidad de la información termodinámica de los componentes en el banco de datos del simulador (y la posibilidad de darlos de alta).

De lo anterior, se establecen 19 componentes (Tabla 4.2)

No. Consecutivo	No. Identificación	Nombre
1	40	Benceno
2	62	Agua
3	3	Etano
4	4	Propano
5	23	Propileno
6	71	I-propil-Benceno
7	378	Sec-Butil-Benceno
8	367	1-Noneno
9	35	1-Hexeno
10	24	1-buteno
11	70	N-Propil-Benceno
12	22	Etileno
13	45	Etil-Benceno
14	1001	M-Diidopropil-Benceno
15	1002	P-Diisopropil-Benceno
16	25	Cis-2-Buteno
17	26	Trans-2-Buteno
18	5	I-Butano
19	379	Ter-butil-Benceno

TABLA 4.2 COMPONENTES QUÍMICOS.

B) SELECCION METODOS TERMODINAMICOS. -

Si el desarrollo de la tecnología de la ingeniería química fuera muy avanzado, entonces tal vez sería posible disponer de una ecuación la cual pudiera describir el equilibrio de las fases de todos los componentes y todas las mezclas de componentes bajo cualquier condición de presión y temperatura. Desafortunadamente este no es el caso, y hoy en día solo están disponibles "modelos parciales", los cuales aplican a clases específicas de componentes y/o mezclas, bajo determinadas condiciones.

Será trabajo del ingeniero de proceso hacer una selección adecuada del modelo, teniendo presente el diagrama de proceso (flowsheeting) que pretenda simular.



Existen algunas recomendaciones para la selección de los métodos para evaluar la constante de equilibrio líquido-vapor (Tabla 4.3) y las entalpías. Mientras que el resto de los métodos para evaluar propiedades (densidad de líquidos, densidad de vapores, presión de vapor, entropía, viscosidad, conductividad térmica, tensión superficial etc.) son seleccionados internamente por el simulador.

#### HIIDROCARRBUROS

Soave-Redlich-Kwong	P y T moderadas/altas
Peng-Robinson	P y T moderadas/altas
Grayson-Streed	P y T moderadas.
Maxwell-Bonnel	Presión baja.

#### QUÍMICOS

UNIFAC	T =275-475K; P = 0-4 atm; dos fases liq. no-ideal; contribución de grupos; predictiva(*) Altamente no ideal.
Wilson	Altamente no ideal.
Presión Vapor	Soluciones ideales.
NRTL	Altamente no ideal y 2 fases líquidas.
UNIQUAC	Altamente no ideal y 2 fases líquidas.
Margules	Altamente no ideal y 2 fases líquidas. (4 sufijos).
Scatchard-Hildebrand	Moderadamente no ideal. predictiva(*)
Van Laar	Moderadamente no ideal.
SRK modificada	Componentes polares en soluciones regulares.

#### TECNICAS ESPECIALES

Ley De Henry	Gases disueltos en agua.
Aminas (MEA, DEAG)	Endulzamiento de gas.
Agua Acida.	Gases ácidos y amoníaco disueltos en agua.
Tablas de K	Proporcionados por el usuario.
Polinomios	Proporcionados por el usuario.
Subrutinas de calculo	Proporcionadas por el usuario.
TSRK	Sistemas con Metanol; particularmente con gases ligeros.
PPAQ	Sistemas con electrolitos (presión parcial de mezclas acuosas).
TEG	Deshidratación de corrientes de hidrocarburos utilizando Trietilen-glicol.

\* NO REQUIERE PARAMETROS DE INTERACCION BINARIA.

TABLA 4.3 SELECCION DE METODOS PARA EVALUAR LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO K.-

Considerando el tipo de componentes que se maneja en el proceso (hidrocarburos) y las condiciones de presión y temperatura en las distintas corrientes del mismo, se podría utilizar ya sea la ec. SRK ó la PR (el simulador puede manejar distintas ec. de estado en los distintos equipos).

Utilizando ambas ecs. se hizo la simulación de la columna

rectificadora de efluentes, el reactor de síntesis y la torre de recirculación de benceno. La ec. SRK presenta problemas para la convergencia en el reactor y en la torre de recirculación. Se selecciona entonces la ec. de Peng-Robinson, tanto para el cálculo de las constantes de equilibrio líquido-vapor como para el cálculo de las entalpías.

El cálculo de los valores de K, a partir de la ecuación de Peng-Robinson, se hace de la sig. manera:

Presión

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b) + b(V-b)} \quad (1)$$

Factor de Compresibilidad

$$Z^3 - (1-B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (2)$$

donde:

$$b = \sum x_i \cdot b_i$$

$$b_i = 0.077798 R = T_{c_i} / P_{c_i}$$

$$a = \sum_i (x_i \cdot x_j \cdot (a_i \cdot a_j)^{0.5} \cdot (1 - k_{ij}))$$

$$a_i = a_{c_i} \cdot \Delta_i$$

$$a_{c_i} = 0.457235 (RT_{c_i})^2 / P_{c_i}$$

$$\Delta_i^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{r_i}^{0.5})$$

$$m_i = 0.37646 + 1.54226 \omega_i - 0.26992 \omega_i^2$$

$$A = aP / (RT)^2$$

$$B = bP / (RT)$$

Coefficiente de Fugacidad.

$$\ln \phi_i = -\ln(Z-B) + (Z-1)B_i - A / (2.82843 B) \quad (3)$$

$$= [A_i - B_i] \ln[(Z + 2.4142 B) / (Z - 0.4142 B)]$$

donde:  $B_i = b_i / b$

$$A_i = 1/a \cdot [2 \cdot a_i^{0.5} \sum_j x_j \cdot a_j^{0.5} \cdot (1 - k_{ij})]$$

Finalmente, el valor de K

$$K_i = y_i / x_i = \phi_{iL} / \phi_{iV} \quad (4)$$

Mientras que, el cálculo de las entalpías se hace a partir de las derivadas de la energía interna respecto al volumen a temperatura constante:

Para el gas real:

$$(\delta U / \delta V)_T = T(\delta P / \delta T)_V - P$$

Para el gas ideal:

$$(\delta U^{\bar{}} / \delta V)_T = 0$$

Restando el caso real menos el caso ideal, se obtiene:

$$[(\delta U - \delta U^{\bar{}}) / \delta V]_T = T(\delta P / \delta T)_V - P$$

Integrando desde el volumen real del gas hasta un volumen infinito (en el límite de  $V \rightarrow \infty$  las propiedades del gas real se aproximan a las del ideal)

$$\int_V^{\infty} [(\delta U - \delta U^{\bar{}}) / \delta V]_T dV = \int_V^{\infty} [T(\delta P / \delta T)_V - P] dV$$

La integral del lado izquierda es directa, dando  $U - U^{\bar{}}$ . Al evaluar el límite superior ( $V \rightarrow \infty$ ) la diferencia es  $\approx 0$  quedando únicamente:

$$-(U - U^{\bar{}}) = \int_V^{\infty} [T(\delta P / \delta T)_V - P] dV$$

Para obtener la expresión para evaluar la entalpía se utiliza:

$$H = U + PV$$

$$H^{\bar{}} = U^{\bar{}} + (PV)^{\bar{}} = U^{\bar{}} + NRT$$

Restando las dos anteriores:

$$H = H^{\bar{}} + \int_V^{\infty} [-T(\delta P / \delta T)_V + P] dV + PV - NRT \quad (5)$$

En el caso en que se utiliza la ec. PR para evaluar la constante de equilibrio liq-vap, lo más apropiado es utilizar esta misma ec. de estado para calcular la entalpía.

Existen algunos adelantos de la ec. de Peng-Robinson (1976). Stryjek y Vera (1986) sugieren que la "constante a" de la ec. de presión tiene una cierta dependencia de la temperatura, con lo cual se modifica directamente la evaluación de la entalpía.

La ec. PRSV aún no está integrada al simulador. Esto se debe a que la dependencia del parámetro "a" con la temperatura se tiene solo para un número limitado de componentes.

## C) SELECCION DE METODOS PARA EL CALCULO DE RECICLOS

El simulador cuenta con tres diferentes métodos para el cálculo de reciclos:

Método de Sustitución Directa (Sucesiva).

Método de Aceleración de Wegstein.

Método de los Valores Propios Dominantes.

Si  $X^T = (x_1, x_2, \dots, x_n)$  es el vector de entrada, o de variables supuestas, y  $Y^T = (y_1, y_2, \dots, y_n)$  es el vector de salida ó de variables calculadas, suponiendo que puedan ser relacionadas por:

$$y_i = \psi_i(x_1, x_2, \dots, x_n) \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (6)$$

o en forma vectorial

$$Y = \psi(X)$$

El problema es encontrar  $X$  tal que  $Y_n = X_n$ . En la practica, se puede aproximar la solución del problema si  $X_n \approx X_n$  con:

$$\|Y_n - X_n\| \leq \epsilon \|X_n\|$$

donde  $\epsilon > 0$  es la tolerancia deseada y  $\|X_n\|$  es alguna norma del vector  $X$  (por ejemplo  $(X^T X)^{0.5}$ , o bien,  $\text{Max}_i |x_i|$ )

La forma general de la iteración es

$$X_{n+1} = X_n + G(Y_n - X_n) \approx F(X_n) \quad (7)$$

donde  $G$  es una matriz de eficiencia.

Si  $G = I$ , la matriz identidad, la ec. (7) representa el método de sustitución directa.

Si  $G$  es una matriz diagonal

$$G = (x_n - x_{n-1}) / [(x_n - x_{n-1}) - (y_n - y_{n-1})]$$

la ec. (7) será el método de Wegstein.

Si la matriz  $G$  se evalúa como:

$$G = [I - \delta\psi / \delta X]^{-1}$$

la iteración dará el método de Newton. Cuando  $G$  es evaluada una sola vez y utilizada repetidamente, el método es llamado Newton modificado.

En todos los casos, si los calculos se tornan inestables, la matriz puede ser multiplicada por un factor escalar  $\alpha$  con  $0 < \alpha < 1$ .

Suponiendo ahora que la ec. (7) pudiera ser aproximada por una serie de Taylor de primer orden en un punto arbitrario  $X_L$  en las cercanías de  $X_n$

$$X_{n+1} = A X_n + b \quad (8)$$

aquí

$$A = [dF / dX]_{X=L} ; \quad b = F(X_L) - A X_L$$

Si los valores propios  $\lambda_i$  de A son ordenados en forma descendente (magnitud absoluta), la condición necesaria y suficiente para que la ec. (8) alcance la convergencia es:

$$|\lambda_i| < 1.0 \quad (9)$$

Si el número de iteraciones es grande, la relación  $|\lambda_i / \lambda_1|^n > 1$  decrete en forma monótonica, pudiendo evaluar  $\lambda_1$  como una relación de normas.

El Método de Sustitución Directa es utilizado por default en el simulador. Los resultados de una iteración previa son utilizados como valores iniciales para la siguiente iteración. En el caso en que el diagrama de flujo conste solo de operaciones físicas (no incluya reactores, por ej.) el método normalmente alcanzará la convergencia, pero en algunos casos puede ser muy lenta.

El método de Wegstein es comúnmente utilizado en los diagramas de flujo como un método de aceleración de la convergencia. Es muy efectivo en loops de reciclo que no estén anidados (que no interactuen unos con otros). Cada variable en el problema es tratada como un método de la secante unidimensional. Las ecs. para el método de Wegstein son:

$$X(k+1) = q * X(k) + (1 - q) * X(k+1) \quad (10)$$

$$q = w / (w - 1) \quad (11)$$

$$w = [X(k+1) - X(k)] / [X(k) - X(k-1)] \quad (12)$$

El método puede volverse inestable si se aplica a cada iteración del reciclo sin algún factor retardante, o si el valor de q es muy grande y negativo. Por lo tanto, en la mayoría de los casos se debe dar un factor retardante (factor de frecuencia) y establecer los límites superior e inferior para q (por default son 0 y -5).

Mientras más negativo sea el valor de  $q$ , la aceleración a la convergencia será más rápida. Si los cálculos del reciclo son estables, el límite inferior puede tomar valores entre  $-10$  y  $-50$ .

El Método de los Valores Propios Dominantes de Orbach y Crowe (1971) es más efectivo cuando se tienen reciclos múltiples.

Las fórmulas básicas serán:

$$|\lambda_i| = \frac{|\Delta X_n|}{|\Delta X_{n-1}|} \quad (13)$$

$$X(k+1) = X(k-1) + \alpha * [X(k) - X(k-1)] / (1 - \lambda_i) \quad (14)$$

El simulador utiliza por default un valor de  $\alpha = 0.7$

Kluzik (1979) al utilizar los enfoques modular secuencial y modular simultáneo de la simulación, observo que para problemas con valores pequeños de  $\lambda_i$ , el método de Wegstein trabaja confiable y rápidamente, pero para "problemas difíciles" ( $\lambda_i \approx 1$ ), el método presenta dificultades para la convergencia.

Desde luego, no existe un método que trabaje universalmente bien. Por lo que se ha propuesto combinación de los métodos citados lo cual incluye la utilización del método de sustitución directa entre cada aceleración. Generalmente, en la simulación de procesos, los valores de  $\lambda_i$  son positivos. Rosen (1979) sugiere el siguiente criterio para la aceleración de la convergencia:

$$\eta_i = |(\lambda_{i-1} - \lambda_i) / \lambda_i| < (1 - \lambda_i) / (1 + \lambda_i)$$

En la ec. anterior, el criterio de convergencia depende únicamente de  $\lambda_i$ . Si  $\eta_i < (1 - \lambda_i) / (1 + \lambda_i)$  la aceleración tiene lugar, si no, se utiliza el sustitución sucesiva. El efecto real es que cuando los valores de  $\lambda_i$  son pequeños, el problema será siempre acelerado a la convergencia, mientras que para problemas con  $\lambda_i \approx 1$  solo se acelera a la convergencia cuando  $\eta_i$  es pequeño.

El criterio anterior no es utilizado por el simulador, ya que se utiliza un valor preestablecido (fijo) para determinar la frecuencia con la cual son aceleradas las corrientes del reciclo hacia la convergencia, mismo que es suministrado en forma arbitraria por el usuario.

El simulador acelera por defecto las corrientes que calcula como corrientes de corte (Algoritmo de Upadhye & Gross), pudiendo el usuario modificar tanto las corrientes de corte como las corrientes a acelerar (en los casos en que la convergencia presente inestabilidad).

## DD TOPOLOGIA DEL PROCESO. -

A partir del diagrama de flujo del proceso, se construye el diagrama de simulación (Fig. 4.1), resultando un total de 48 equipos.

Es importante hacer notar que un equipo es considerado desde la simple unión/separación de dos ó más corrientes en cuyo caso son denotados como mezclador o divisor (MIXE/DIVI), hasta un arreglo complejo de una torre de destilación con una ó varias alimentaciones, con o sin extracciones laterales, condensador, bomba de reflujo, rehervidor, intercambiadores intermedios etc., constituirán un solo equipo, pudiendo utilizar diferentes módulos de cálculo como son CRUD, TOWER y SCDS.

Algunos equipos no son considerados, debido a que no modificarán el cálculo del diagrama de proceso en su conjunto, por ejemplo, un tanque de almacenamiento de alguna materia prima. En este caso se tendría que establecer un equipo FLAS, un mezclador MIXE, una bomba PUMP, tal vez una válvula de control VALV, pudiendo suplir estos cuatro equipos, simplemente definiendo adecuadamente las condiciones de la corriente a la salida de la válvula.

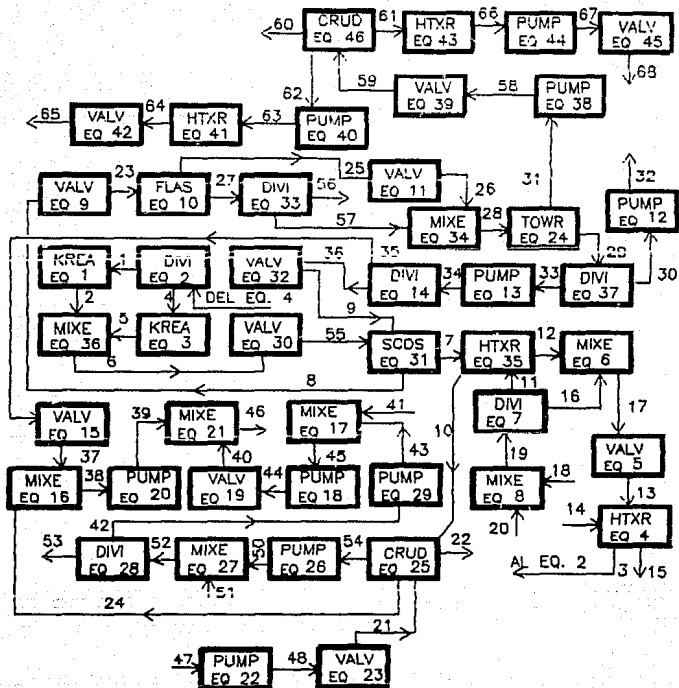
Cuando se tienen equipos de relevo, por ejemplo bombas, solo se especifica una de ellas, de otra manera se tendría que especificar un separador DIVI, dos bombas PUMP, y un mezclador, haciendo un total de cuatro equipos, para que a final de cuentas, en régimen permanente, el flujo a través de una de las bombas sea cero ( y por lo tanto la potencia calculada para este equipo)

Se considerarán entonces, solo 4 equipos como intercambiadores de calor, y que son:

- equipo # 4 para simular los calentadores 800-E1-A/B.
- equipo # 35 para simular el calentador 800-E2.
- equipo # 41 para simular el enfriador final de cumeno 800-E9.
- equipo # 43 para simular el enfriador de fondos de la columna de cumeno 800-E10.

Se asigna 10 equipos para la simulación de las bombas del proceso (no se considerarán las de reflujo de torres de destilación) y son:

- equipo # 12 para simular la parte de las bombas 800-P6-A/B que no se refluja hacia la columna de recirculación de benceno (benceno hacia almacenamiento).
- equipo # 13 bombas de recirculación de benceno 800-P7 A/B
- equipo # 18 bombas de alimentación propano-propileno 800-P1-A/B
- equipo # 20 bombas de recirculación de propano-benceno (fondos de columna despropanizadora) 800-P4-A/B
- equipo # 22 bombas alimentación de benceno fresco 800-P3-A/B
- equipo # 25 para simular la parte de las bombas 800-P5- A/B que no es refluja a la columna despropanizadora (propano hacia almacenamiento).



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA  
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO  
FIG 4.1 DIAGRAMA DE SIMULACION  
DE LA PLANTA DE CUMENO DE  
LA CANGPEJERA, VER.



- equipo # 29 bomba de alimentación de propano 600-P-2
- equipo # 38 bombas fondos de torre recirculación de benceno hacia columna de producto final 600-P8-A/B
- equipo # 40 bomba de cumeno producto 600-P-10
- equipo # 44 bombas fondos torre de Cumeno 600-P-11 A/B

Se consideran 2 equipos para simular los reactores, y son:

- equipos # 1 y 3 corresponden a los reactores 600-V1-A/B

Para las válvulas se toma en cuenta 11 equipos:

- equipo # 5 control de flujo a la entrada de los 600-E1-A/B
- equipo # 9 control de nivel de fondos de columna rectificadora de efluentes 600-V3.
- equipo # 11 control de nivel del tanque separador de ácido 600-V8
- equipo # 15 control de flujo de recirculación de benceno a los reactores FRC-55.
- equipo # 19 control de flujo en la descarga de las bombas 600-P1-A/B.
- equipo # 23 Control de Flujo de Benceno fresco hacia la torre despropanizadora.
- equipo # 30 Control de Presión a la salida de los filtros de los reactores.
- equipo # 32 Control de flujo de reflujo a la torre rectificadora de efluentes.
- equipo # 39 Control de nivel de fondos de columna de recirculación de benceno.
- equipo # 42 Control de nivel (600-LIC-155) del acumulador de reflujo de la columna de cumeno 600-V14.
- equipo # 45 Control de flujo de fondos de torre de cumeno hacia desperdicio.

Las torres de destilación y sus equipos asociados son simuladas con 4 equipos:

- equipo # 24 columna de recirculación de benceno 600-V11, acumulador de reflujo 600-V12, condensador 600-E5, bombas de reflujo 600-P8-A/B, Válvula control de reflujo (en cascada con el control de temperatura del plato # 4) y de control de presión del domo, eliminación de agua en el tanque de reflujo, rehervidor 600-E5.
- equipo # 25 Torre despropanizadora 600-V4, condensador 600-E4, acumulador de reflujo 600-V8 y sus controles de presión, eliminación de agua en el condensador, bombas y válvulas controladoras de reflujo, intercambiador 600-E3. No se considera la inyección de inhibidor.
- equipo # 31 Columna rectificadora de efluentes 600-V3. En esta torre no se considera condensador ni rehervidor, por lo cual, el flujo de reflujo (proveniente de la torre de

recirculación de benceno) se maneja como una segunda alimentación a la torre, el intercambiador 600-E2 se simula por separado ya que la corriente enfriada no se refluja a la torre rectificadora, sino que es enviada como alimentación a la torre despropanizadora. Se ignora el tanqucito de purgas en el fondo de la columna.

equipo # 46 Columna de Cumeno 600-V13, condensador 600-E8 acumulador de reflujo y sus controles de presión, bombas de reflujo 600-P9 A/B, Controladora de reflujo, rehervidor 600-E7.

Se considera un tanque flash

equipo # 10 Para simular el tanque separador de ácido, en la entrada a la columna de recirculación de benceno 600-V6.

Se establecen 6 equipos para simular puntos de derivación

equipo # 2 División de Flujo a la entrada de los reactores.

equipo # 7 División de Flujo hacia el intercambiador 600-E2 y hacia el by-pass (válvula de tres vías).

equipo # 14 División de Flujo de Recirculación de Benceno hacia reactores y flujo de reflujo a la columna de rectificadora de efluentes.

equipo # 28 Para simular el envío de propano hacia almacenamiento

equipo # 33 Para simular el drene periódico de ácido del tanque flash.

equipo # 37 Para simular el envío de benceno hacia almacenamiento.

Los puntos de mezclado se simulan mediante 8 equipos.

equipo # 6 Mezcla de la corriente a la salida del 600-E2 y el by-pass de éste (simula a la válvula de 3 vías).

equipo # 8 Punto de inyección de condensado (no se simula la bomba 600-P12).

equipo # 16 Punto de mezclado de los fondos de la columna despropanizadora con el benceno de reciclo proveniente de la torre de recirculación de benceno (salida de la válvula FRC-500).

equipo # 17 Punto de mezclado de alimentación de propileno fresco y la salida de la válvula que controla el flujo de propano de almacenamiento (no se consideran los tanques de almacenamiento de propileno ni el de propano 600-V7 A/B y 600-V8 respectivamente).

equipo # 21 Punto de mezclado de la descarga de las bombas 600-P4 con la mezcla de propano-propileno fresco de límite de batería.

equipo # 27 Punto de mezclado del propano proveniente de la torre despropanizadora y el propano de almacenamiento, a la succión de la bomba 600-P2.

equipo # 34 Punto de mezclado de corrientes de fondo/domo del tanque separador de ácido a la entrada de la columna

de recirculación de benceno.  
equipo # 33 Punto de mezclado de las corrientes de salida de los  
reactores 800-VI A/B.

### ED. DESCRIPCIÓN DE LOS MÉTODOS DE CÁLCULO PARA PROCESOS DE SEPARACIÓN.

Los métodos de cálculo presentados en este capítulo proporcionan la solución a todas las etapas en cuanto a flujos, composiciones y condiciones de operación. Esta solución puede ser tan exacta como lo sean las correlaciones para predecir las propiedades físicas, y los datos de eficiencia de los platos.

En general, los métodos de cálculo para procesos de separación pueden clasificarse de la siguiente forma:

-MÉTODOS APROXIMADOS.

-MÉTODOS RIGUROSOS.

Los métodos aproximados se subdividen a su vez de la siguiente manera:

ESPECIFICACIÓN DE TODAS LAS FRACCIONES RECUPERADAS. - Cuando se desea una solución del balance de materia para una planta, la cual incluye una ó más columnas de destilación, el más sencillo método posible consiste en especificar las fracciones recuperadas para todos los componentes en todos los productos.

CORRELACIONES EMPÍRICAS. - Las correlaciones de Gilliland (1940) ó de Erbar-Maddox pueden usarse para relacionar el número de etapas necesarias con los flujos entre éstas, si se calcula el reflujo mínimo mediante la ecuación de Underwood (1932) y el número mínimo de etapas con la ecuación de Fenske ó de Winn (1936). Las correlaciones pueden llegar a tener errores de hasta el 20 ó 30 % en algunos casos, pero por lo general son buenas.

MÉTODOS ANALÍTICOS DE GRUPO. - Aquí se incluyen las ecuaciones de Kremser-Souders-Brown (1930, 1932), las ecuaciones de Martin y el método de Underwood (1932). La primera se aplica para sistemas diluidos y la última para sistemas de hidrocarburos. También es factible la aplicación de los métodos de grupo cuando se presentan variaciones de flujo en las etapas ó en los factores de separación.

MÉTODOS ETAPA POR ETAPA. - Los cálculos etapa por etapa dan una solución que incluye todas las condiciones en cada etapa, así como las condiciones de los productos. Los métodos de grupo y las correlaciones no dan esta información. Los métodos de etapa a etapa son útiles para situaciones donde la composición de un producto está determinada en la descripción del problema. En el caso de la destilación, esto corresponde a sistemas de dos ó tres componentes.

Los métodos rigurosos por su parte, se dividen en métodos de descomposición (BP), Corrección Simultánea (SC) y de Relajación.

**PROCEDIMIENTOS BP ó SR.**- Estos métodos darán generalmente la solución global que puede obtenerse para procesos de separación en etapas múltiples. El cálculo de las condiciones en todas las etapas, así como en los productos. Estos métodos no consumen una excesiva cantidad de tiempo de cómputo.

Los métodos BP y SC también se usan a menudo para los problemas de diseño, donde el número de etapas puede determinarse por interpolación entre las soluciones para diferentes números de etapas. A menudo este método es preferible a los métodos etapa a etapa en problemas donde ninguna composición de producto puede especificarse completamente.

**MÉTODOS DE RELAJACION.**- Estos métodos son altamente estables pero son muy lentos en la convergencia. Son útiles en los problemas de equilibrio muy complejo donde la estabilidad y/o la convergencia no pueden realizarse por otros métodos que reducirían el tiempo de cómputo.

Los métodos de relajación son conceptualmente tan sencillos como los BP ó SC. Se hace una suposición inicial de todas las condiciones: temperatura, composiciones y flujos para todas las etapas del proceso. Luego cada etapa se considera sola. Los errores en los balances de materia y energía se calculan, y se estiman nuevos flujos y condiciones para la etapa intentando reducir o relajar los errores a cero. Se repite el procedimiento hasta que se haya realizado para todas las etapas suficiente número de veces para que los errores sean despreciables, tal que pueda decirse que el cálculo ha convergido a una solución de estado estacionario.

En el caso de problemas difíciles, Ketchum (1970), combina la estabilidad del método de relajación con la velocidad del método de Newton-Raphson SC para obtener un algoritmo sencillo que utiliza un factor de relajación ajustable.

Debido a la simplicidad de los métodos BP, SC y de relajación, éstos métodos son recomendables para la solución de problemas que impliquen sistemas y procesos complicados.

A continuación se da una explicación más amplia de los métodos BP y SC.

#### METODO DEL PUNTO DE BURBUJA (B.P.) PARA DESTILACION

Los métodos BP y SR (método de suma de flujos para torres de absorción y desorción) para operaciones de contacto vapor-liquido no alcanzan la convergencia, o lo hacen con dificultad, en el caso de separaciones en las que intervienen mezclas líquidas con una fuerte no idealidad. Métodos más generales, capaces de resolver todos los problemas de separación multicomponente en

etapa múltiple, están basados en la resolución de las ecuaciones MESH, o una combinación de las mismas, por técnicas de corrección simultánea (SC).

1.- Ecuaciones M. Balances de materia para cada componente (C ecuaciones para cada etapa).

$$M_{i,j} = L_{j-1} x_{i,j-1} + V_{j+1} y_{i,j+1} + F_j z_{i,j} - (L_j + U_j) x_{i,j} - (V_j + W_j) y_{i,j} = 0 \quad (1)$$

2.- Ecuaciones E. Relaciones de equilibrio entre fases para cada componente (C ecuaciones para cada etapa).

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

donde  $K_{i,j}$  representa la relación de equilibrio entre fases.

3.- Ecuaciones S. Suma de las fracciones molares (una para cada etapa).

$$(S_y)_j = \sum y_{i,j} - 1.0 = 0 \quad (3)$$

$$(S_x)_j = \sum x_{i,j} - 1.0 = 0 \quad (4)$$

4.- Ecuación H. Balance de energía (uno para cada etapa)

$$H_j = L_{j-1} H_{L,j-1} + V_{j+1} H_{V,j+1} + F_j H_{F,j} - (L_j + U_j) H_{L,j} - (V_j + W_j) H_{V,j} - Q_j = 0 \quad (5)$$

En lugar de las ecs. 3 ó 4 se puede utilizar una ecuación para el balance de materia total. Se obtiene combinando estas dos ecuaciones y  $\sum_i z_{i,j} = 1.0$  con la ec. (1) sumando para los C componentes y a lo largo de las etapas i a j para dar:

$$L_j = V_{j+1} + (F_j - U_j - W_j) - V_j \quad (6)$$

En general,  $K_{i,j} = K_{i,j}(T_j, P_j, x_j, y_j)$ ,  $H_{V,j} = H_{V,j}(T_j, P_j, y_j)$  y

$H_{L,j} = H_{L,j}(T_j, P_j, x_j)$ . Si estas relaciones no se cuentan como ecuaciones y las tres propiedades no se cuentan como variables, cada etapa de equilibrio viene definida solamente por las  $2C + 3$  ecuaciones MESH. Una columna compleja con N etapas estará representada por  $(N)(2C + 3)$  de tales ecuaciones con  $(N)(3C + 10) + 1$  variables. Si N y todas las  $F_j, z_{i,j}, T_j, P_j, V_j, W_j$  y  $Q_j$  están especificadas, el modelo estará representado por  $(N)(2C + 3)$  ecuaciones algebraicas simultáneas cuyas variables desconocidas serán precisamente los perfiles de composición (tanto del líquido como del vapor), los perfiles de flujos de líquido y vapor y el

perfil de temperaturas, donde M, E y H SON ECUACIONES NO LINEALES.

Si se especifican otras variables, como suele ser frecuente, se hacen las correspondientes substituciones en la lista de variables de salida. Con independencia de las especificaciones, el resultado es un conjunto de ecuaciones no lineales que debe ser resuelto por métodos iterativos.

Con frecuencia, en el proceso de destilación intervienen especies que cubren un estrecho margen de relaciones de equilibrio líquido-vapor (valores de  $K$ ). Un procedimiento de resolución particularmente efectivo para este caso fue sugerido por Friday y Smith (1964) y desarrollado con detalle por Wang y Hanke (1973).

Se denomina como método del punto de burbuja (BP) dado que en cada iteración se calcula un nuevo conjunto de temperaturas de las etapas a partir de las ecuaciones del punto de burbuja. En este método todas las ecuaciones son separadas y resueltas en forma secuencial, excepto las ecuaciones  $M$  modificadas, que se resuelven en forma separada para cada componente por el método de la matriz tridiagonal.

Para iniciar los cálculos se asignan valores a las variables de tanteo. En la mayoría de los problemas es suficiente con establecer un perfil inicial de flujos de vapor  $V_j$  basados en la suposición de flujos molares constantes interetapas, utilizando los flujos de destilado, alimentación, reflujo y corrientes laterales especificados. Por lo general, se puede obtener un conjunto inicial adecuado de valores  $T_j$  calculando o suponiendo tanto la temperatura del punto de burbuja, si el destilado es líquido, o una temperatura comprendida entre las de burbuja y rocío en el caso de que el destilado sea una mezcla (vapor y líquido); y procediendo después a determinar la temperatura del resto de las etapas admitiendo una variación lineal de la temperatura con la localización de las etapas.

Para obtener el perfil de composiciones de la fase líquida se debe resolver la matriz tridiagonal resultante utilizando el método de Thomas, por lo que se requieren los valores de  $K_{i,j}$ . Cuando estos dependen de la composición se necesitan también suposiciones iniciales para todos los  $x_{i,j}$  e  $y_{i,j}$ , a no ser que se utilicen valores de  $K$  ideales para la primer iteración.

La velocidad de convergencia del método BP es impredecible por depender drásticamente de los valores iniciales supuestos para  $T_j$ . Además, en casos de elevada relación de reflujo, la convergencia puede ser más difícil de alcanzar que en los casos de bajas relaciones de reflujo.

## MÉTODOS DE CORRECCION SIMULTANEA (SC)

Para el desarrollo de una técnica SC que utilice el método de Newton-Raphson deben seleccionarse y ordenarse las variables desconocidas y las correspondientes funciones que las contienen.

Goldstein (1970) señaló como el agrupar las funciones por tipos es más eficiente para la resolución de problemas en las que interviene un gran número de componentes y pocas etapas.

Alternativamente, cuando hay un gran número de etapas pero pocos componentes, resulta más eficaz agrupar las funciones de acuerdo con la localización de las etapas. Esta forma de agrupar las funciones ha sido descrita por Naphtali (1968) y complementada por Naphtali y Sandholm (1971).

En lugar de resolver simultáneamente las  $N(2C+3)$  ecuaciones MESH, se combinan (3) y (4) con las otras ecuaciones MESH para eliminar  $2N$  variables, reduciendo el problema a la resolución simultánea de  $N(2C+1)$  ecuaciones. Esto se realiza multiplicando en primer lugar (3) y (4) por  $V_j$  y  $L_j$ , respectivamente, para dar:

$$V_j = \sum v_{Lj} \quad (7)$$

$$L_j = \sum l_{Lj} \quad (8)$$

donde se sustituyeron las definiciones de fracción molar

$$y_{Lj} = v_{Lj} / V_j \quad (9)$$

$$x_{Lj} = l_{Lj} / L_j \quad (10)$$

Las últimas 4 ecuaciones se sustituyen en las ecs. 1, 2 y 5 para eliminar  $V_j$ ,  $L_j$ ,  $y_{Lj}$  y  $x_{Lj}$ , e introducir los flujos de componente  $v_{Lj}$  y  $l_{Lj}$ . Se obtienen así las siguientes  $N(2C+1)$  ecuaciones, donde  $s_j = V_j/L_j$  y  $S_j = v_j/V_j$  son flujos adimensionales de corrientes laterales.

Balace de Materia

$$M_{Lj} = l_{Lj}(1+s_j) + v_{Lj}(1+S_j) - l_{Lj+1} - v_{Lj+1} - f_{Lj} = 0 \quad (11)$$

Equilibrio entre fases

$$E_{Lj} = K_{Lj} l_{Lj} (v_{Lj} / \sum l_{k,j}) - v_{Lj} = 0.0 \quad (12)$$

### Balace de Energia

$$H_j = H_{L,j}(1+S_j) \sum l_{i,j} + H_{V,j}(1+S_j) \sum v_{i,j} - H_{L,j-1} \sum l_{i,j-1} - H_{V,j-1} \sum v_{i,j-1} - H_{F,j} \sum f_{i,j} - Q_j = 0.0 \quad (13)$$

donde  $f_{i,j} = F_j z_{i,j}$ .

Si  $N$  y todas las  $f_{i,j}$ ,  $T_{F,j}$ ,  $P_j$ ,  $s_j$ ,  $S_j$ , y  $Q_j$  están especificadas, las ecuaciones  $M$ ,  $E$  y  $H$  son no lineales en las  $(2C+1)$  variables de salida desconocidas  $v_{i,j}$ ,  $l_{i,j}$  y  $T_j$ , desde  $i=1$  hasta  $C$  y desde  $j=1$  hasta  $N$ .

Las ecuaciones 11, 12 y 13 se resuelven en forma simultánea por el método iterativo de Newton-Raphson, donde se generan sucesivos conjuntos de variables de salida hasta que las funciones  $M$ ,  $E$ , y  $H$  alcancen una cierta tolerancia en un entorno de cero. En las iteraciones, a los valores de las funciones distintos de cero se les denomina errores. Se agrupan las funciones y variables de salida por etapas del domo al fondo de la torre. Esto se hace para obtener una estructura de bloque tridimensional en la matriz jacobiana de las derivadas parciales con el fin de poder aplicar el algoritmo de Thomas. Sea

$$X = [X_1, X_2, \dots, X_j, \dots, X_n]^T \quad (14)$$

y

$$F = [F_1, F_2, \dots, F_j, \dots, F_n]^T \quad (15)$$

donde  $X_j$  es el vector de variables de salida para la etapa  $j$ , dispuesto en el siguiente orden

$$X_j = [v_{1,j}, v_{2,j}, \dots, v_{i,j}, \dots, v_{c,j}, T_j, l_{1,j}, \dots, l_{z,j}, \dots, l_{i,j}, \dots, l_{c,j}]^T \quad (16)$$

y  $F_j$  es el vector de funciones para la etapa  $j$ , dispuesto en el orden:

$$F_j = [H_j, M_{1,j}, M_{2,j}, \dots, M_{i,j}, \dots, M_{c,j}, E_{1,j}, E_{2,j}, \dots, E_{i,j}, \dots, E_{c,j}]^T \quad (17)$$

En el método de Newton-Raphson las ecuaciones no lineales simultáneas se escriben en la forma:

$$f_i(x_1, x_2, \dots, x_n) = 0 \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (18)$$

Se proporcionan estimaciones iniciales, marcadas con asteriscos para las  $n$  variables, y cada función se desarrolla en términos de estas estimaciones mediante una serie de Taylor truncada en las primeras derivadas, dando:



$$0 = f_i(x_1, x_2, \dots, x_n) \quad (19)$$

$$\sum_i (x_1^* \dots x_n^*) + (\delta f_i / \delta x_1)^* \Delta x_1 + (\delta f_i / \delta x_2)^* \Delta x_2 + \dots + (\delta f_i / \delta x_n)^* \Delta x_n \quad (20)$$

donde  $\Delta x_j = x_j - x_j^*$ .

Las ecuaciones (19) son lineales y pueden resolverse directamente para las correcciones  $\Delta x_j$ . Cuando todas las correcciones son iguales a cero, las estimaciones iniciales son correctas y las ecs. (18) quedan resueltas; de no ser así, estas correcciones se suman a las estimaciones para proporcionar un nuevo conjunto de valores iniciales a aplicar en las ecs. (19). Este procedimiento se repite hasta que todas las correcciones, y por tanto las funciones, sean iguales a cero o alcancen una cierta tolerancia. De forma abreviada las ecs. 19 y 20 pueden escribirse así:

$$\sum_j \left( \frac{\delta f_i}{\delta x_j} \right)^{(r)} \Delta x_j^{(r)} = -f_i^{(r)} \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (21)$$

$$x_j^{(r+1)} = x_j^{(r)} + \Delta x_j^{(r)} \quad j = 1, 2, \dots, n \quad (22)$$

que en forma matricial resulta:

$$\Delta X^{(k)} = - \left( \frac{\delta F}{\delta X} \right)^{-1} F^{(k)} \quad (23)$$

Estas correcciones se utilizan para calcular la siguiente aproximación del conjunto de variables de salida mediante

$$X^{(k+1)} = X^{(k)} + t \Delta X^{(k)} \quad (24)$$

La cantidad  $(\delta F / \delta X)$  es el siguiente jacobiano o matriz  $(N \times ND)$  de bloques de derivadas parciales de todas las funciones con respecto a todas las variables de salida.

$$\frac{dF}{dX} = \begin{array}{cccccc} B_1 & C_1 & 0 & 0 & & 0 \\ A_2 & B_2 & C_2 & 0 & & 0 \\ 0 & A_3 & B_3 & C_3 & & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & & \dots \\ 0 & 0 & & & 0 & A_{n-1} & B_{n-1} & C_{n-1} \\ 0 & 0 & & & 0 & 0 & A_n & B_n \end{array} \quad (25)$$

Este jacobiano presenta una forma tridiagonal dado que las funciones para la etapa  $j$  sólo dependen de las variables de salida  $j-1$ ,  $j$  y  $j+1$ . Cada bloque A, B ó C en la ec. (25) representa una submatriz  $(2C+1)$  por  $(2C+1)$  de derivadas parciales, donde la disposición de las funciones y las variables de salida están dadas por (21) y (22), respectivamente. Los bloques  $A_j$ ,  $B_j$  y  $C_j$  corresponden a las submatrices de derivadas

parciales de las funciones de la etapa con respecto a las variables de salida de las etapas  $j-1$ ,  $j$  y  $j+1$ , respectivamente.

En las ecs. 26, 27 y 28  $A_j = (\partial F_j / \partial X_{j-1})$ ;  $B_j = (\partial F_j / \partial X_j)$ ;  $C_j = (\partial F_j / \partial X_{j+1})$

Las derivadas parciales NO NULAS fueron señaladas por un signo +, por filas ó diagonales de cadenas +...+, ó por bloques cuadrados ó rectangulares encerrados por cadenas conectadas. En los casos en que la derivada parcial tenga un valor numérico (1 ó -1) se indico.

Todas las derivadas parciales han sido establecidas por Naphtali y Sandholm.

VARIABLES DE SALIDA

		$v_{1,j-1} \dots v_{c,j-1}$	$T_{j-1}$	$l_{1,j-1}$	$l_{c,j-1}$	
F	H <sub>j</sub>		+	+.....+		
U	M <sub>1,j</sub>			-1		
M	.			.		
C	M <sub>c,j</sub>				-1	(26)
I O N E S	E <sub>1,j</sub>					
	.					
	E <sub>c,j</sub>					

$A_j =$

VARIABLES DE SALIDA

		$v_{1,j} \dots v_{c,j}$	$T_j$	$l_{1,j} \dots l_{c,j}$	
F U N C I O N E S	H <sub>j</sub>		+	.....+	
	M <sub>1,j</sub>	+			+
	.	.		.	.
	M <sub>c,j</sub>		+		+
	E <sub>1,j</sub>	+	.....+		
	.	.			.
E <sub>c,j</sub>	+	.....+			

$B_j =$

VARIABLES DE SALIDA

$$\begin{array}{c}
 \text{F} \\
 \text{U} \\
 \text{N} \\
 \text{C} \\
 \text{I} \\
 \text{O} \\
 \text{N} \\
 \text{E} \\
 \text{S}
 \end{array}
 \begin{array}{c}
 H_j \\
 N_{1,j} \\
 \cdot \\
 \cdot \\
 M_{c,j} \\
 E_{1,j} \\
 \cdot \\
 \cdot \\
 E_{c,j}
 \end{array}
 \begin{array}{c}
 V_{1,j+1} \dots V_{c,j+1} \\
 + \dots + \\
 T_{j+1} \\
 + \\
 I_{1,j+1} \dots I_{c,j+1}
 \end{array}
 \begin{array}{c}
 -1 \\
 \\
 \\
 -1 \\
 \\
 \\
 \\
 \\
 \end{array}
 \quad (28)$$

La ecuación us consiste de un conjunto de NC(2C+1) ecuaciones lineales simultáneas en las NC(2C+1) correcciones ΔX.

Así por ejemplo, la ecuación 2C+2 de este conjunto se obtiene desarrollando la función H<sub>2</sub> de la ec. us en una serie de Taylor, según la ec. us, respecto a las NC(2C+1) variables de salida. De esta manera se obtiene el siguiente resultado, en donde la serie se ha truncado en las derivadas de primer orden:

$$\begin{aligned}
 & O(\Delta v_{1,1} + \dots + \Delta v_{c,1}) - (\delta H_{1,1} / \delta T_1) \Sigma I_{1,1} (\Delta T_1) \\
 & - [(\delta H_{1,1} / \delta I_{1,1}) \Sigma I_{1,1} + H_{1,1}] \Delta I_{1,1} \\
 & - \dots - [(\delta H_{1,1} / \delta I_{c,1}) \Sigma I_{1,1} + H_{1,1}] \Delta I_{c,1} + (\delta H_{v_2} / \delta v_{1,2}) (1 + S_2) \Sigma v_{1,2} + H_{v_2} (1 + S_2) \Delta v_{1,2} \\
 & : \dots : (\delta H_{v_2} / \delta v_{c,2}) (1 + S_2) \Sigma v_{c,2} + H_{v_2} (1 + S_2) \Delta v_{c,2} \\
 & + [(\delta H_{1,2} / \delta T_2) (1 + S_2) \Sigma I_{1,2} + (\delta H_{v_2} / \delta T_2) (1 + S_2) \Sigma v_{1,2}] \Delta T_2 \\
 & + [(\delta H_{1,2} / \delta I_{1,2}) (1 + S_2) \Sigma I_{1,2} + H_{1,2} (1 + S_2)] \Delta I_{1,2} + \dots \\
 & [(\delta H_{1,2} / \delta I_{c,2}) (1 + S_2) \Sigma I_{1,2} + H_{1,2} (1 + S_2)] \Delta I_{c,2} \\
 & - [(\delta H_{v_3} / \delta v_{1,3}) \Sigma v_{1,3} + H_{v_3}] \Delta v_{1,3} - \dots - [(\delta H_{v_3} / \delta v_{c,3}) \Sigma v_{c,3} + H_{v_3}] \Delta v_{c,3} \\
 & - (\delta H_{v_2} / \delta T_2) \Sigma v_{1,2} \Delta T_2 + O(\Delta I_{1,1} + \dots + \Delta I_{c,n}) = -H_2 \quad (29)
 \end{aligned}$$

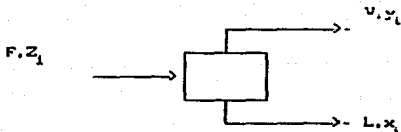
En donde las sumas Σ son para i=1.....C

Ecuaciones como la us aún cuando son muy grandes, se manejan con gran facilidad en los simuladores de proceso.

Las derivadas parciales de las entalpías y de los valores de K dependen de la correlación utilizada en particular para estas propiedades, simplificándose en algunas ocasiones incluyendo solamente los términos dominantes.

Las derivadas parciales  $\delta K_{i,j} / \delta T_j$ ;  $\delta K_{i,j} / \delta I_{i,j}$ ;  $\delta K_{i,j} / \delta V_{i,j}$  en función de las variables de salida pueden calcularse analíticamente.

METODO DE CALCULO PARA TANQUES FLASH. -



Ecuación de equilibrio:

$$P y_i = P^o_i x_i$$

Balance de por componente:

$$F Z_i = V y_i + L x_i$$

Despejando  $y_i$  de la ecuación de equilibrio y sustituyendo  $k_i = y_i / x_i = P^o_i / P$  en el balance de componentes nos da:

$$F Z_i = V k_i x_i + L x_i$$

Despejando  $x_i$ :  $x_i = (F Z_i) / (V k_i + L)$

Del balance de materia  $L = F - V$

Sustituyendo:

$$x_i = \langle Z_i / [1 + (V/F) \langle k_i - 1 \rangle] \rangle \dots \dots \dots (1)$$

$$y_i = \langle \langle Z_i k_i \rangle / [1 + (V/F) \langle k_i - 1 \rangle] \rangle \dots \dots (2)$$

Tomando la suma  $\sum x_i = 1.0$  en la ecuación (1)

$$1.0 = \sum \langle Z_i / [1 + (V/F) \langle k_i - 1 \rangle] \rangle \dots \dots \dots (3)$$

de la misma manera, para  $\sum y_i = 1.0$  en la ecuación (2)

$$1.0 = \sum \langle (Z_i k_i) / [1 + (V/F) * k_i - 1] \rangle \dots \dots \dots (4)$$

El problema de poder resolver las ecuaciones (3) y (4) es que estas pueden tener un máximo ó un mínimo que pudiera dificultar la convergencia, alternativamente podemos restar (3) y (4):

$$0.0 = \sum \langle (Z_i (k_i - 1)) / [1 + (V/F) * k_i - 1] \rangle \dots \dots \dots (5)$$

la ecuación (5) es una función sin máximos ó mínimos en el intervalo  $1.0 \geq (V/F) \geq 0.0$

Podemos aplicar ahora el método de Newton-Raphson expresado de la siguiente manera:

$$(V/F)_{k+1} = (V/F)_k - S/S'$$

en donde la función  $S = \sum_{i=1}^n \langle (Z_i (k_i - 1)) / [1 + (V/F) * k_i - 1] \rangle$  es la ecuación (5), y la derivada  $S'$  es:

$$S' = - \sum_{i=1}^n \langle (Z_i (k_i - 1)^2) / [1 + (V/F) * k_i - 1]^2 \rangle$$

donde:

- $k_i$  = constantes de equilibrio liq-vap. para el i-ésimo componente a la temperatura y presión dadas.
- $Z_i$  = fracción mol del i-ésimo componente alimentado.
- $V$  = Flujo obtenido de fase vapor.
- $F$  = Flujo alimentado.
- $L$  = Flujo obtenido de fase líquida.
- $x_i$  = fracción mol en fase líquida del i-ésimo componente.
- $y_i$  = fracción mol en fase vapor del i-ésimo componente.

## FD. DESCRIPCIÓN DE LOS PRINCIPALES MÓDULOS UTILIZADOS

### 1. - MÓDULO SCDS. -

El módulo SCDS, es un módulo riguroso de equilibrio líquido-vapor de multi-etapas, que se utiliza para simular cualquier columna simple, incluyendo: columnas de destilación, absorbedoras, absorbedoras con rehervidor, y agotadoras. Corrientes laterales y calentadores/enfriadores laterales también pueden ser modelados rigurosamente por el módulo SCDS. La eficiencia de plato de Murphy puede ser dato de entrada y simulada por SCDS.

SCDS maneja columnas con un máximo de 300 platos, 5 corrientes de alimentación y 4 extracciones laterales. No existe límite en el número de torres que se incluyan en el diagrama de flujo.

El modulo SCDS ofrece una variedad de especificaciones, tales como flujo molar total, carga térmica, relación de reflujo, relación de reboileo, temperatura, fracción mol, fracción recuperada, flujo de algún componente y relación de flujo de dos componentes en los productos.

El modulo SCDS se recomienda principalmente para simular sistemas químicos fuertemente NO IDEALES. Utiliza para la convergencia el método de Newton-Raphson y calcula las derivadas de cada ecuación rigurosamente, incluyendo  $PK/DK$  (derivada de la constante de equilibrio liq.-vap. con respecto a la composición).

Cuando el número de componentes es mayor a 10, el tiempo de cómputo es usualmente mayor que el que utiliza el modulo TOWR.

## 2.- MODULO TOWR.-

Las diferencias fundamentales con el modulo SCDS, es que solo es capaz de manejar un máximo de 100 platos, admite algunas otras especificaciones como son: flujo volumétrico, fracción masa, gravedad y peso molecular de los productos. Maneja una eficiencia de plato de 1.0

Este modulo se recomienda ampliamente para simular columnas, excepto en los sistemas (NEA/DEA). Si la torre involucra agotadores laterales y pumapounds es obligado el uso de este modulo.

## 3.- MODULO CRUD.-

CRUD es un modulo riguroso para simular torres de crudo con agotadores laterales, pumapounds, enfriadores/calentadores laterales y extracción lateral de productos. Esta diseñado para simular torres de crudo, pero también puede ser utilizado para simular cualquier columna simple, incluyendo columnas de destilación, absorbedoras, absorbedoras con reservidores y agotadoras.

Los agotadores laterales y las pumapounds son tratados como parte de la torre y resuelto en forma simultánea con la columna principal (no forman parte del reciclo).

El agua libre puede ser decantada tanto del condensador, como de cualquier plato especificado por el usuario. Se permite un máximo de 50 modulos CRUD en un solo diagrama de flujo.

Consta también de un amplia variedad de especificaciones, pudiendo especificar el condensador, el rehedividor ó la condición de cualquier plato. Aparte de las especificaciones permitidas en el modulo SDCS, se puede dar la TBP/D60, presión de vapor, punto de escurrimiento, punto de flasheo etc, dando una gran flexibilidad para su uso.

La convergencia de este modulo es rápida y estable siempre que se haga una correcta caracterización de la alimentación y se especifique apropiadamente la torre.

#### 4. - MODULO KREA. -

El modulo de reactor cinético KREA es capaz de simular un reactor para determinar los balances de materia y energía.

Se utiliza para simular reactores de tanque completamente agitado (CSTR) y de flujo tapón (PFR), en condiciones isotérmicas, adiabáticas, adiabáticas con especificación de calor, isotérmicas con un perfil de temperatura establecido (unicamente para el PFR), ó con especificación de la corriente de servicio (U, flujo, Cp).

El modulo KREA puede ser utilizado para determinar el volumen requerido de un reactor para alcanzar una conversión dada (basado en un componente clave), o bien para determinar la composición de salida del reactor cuando se establece el volumen del mismo.

El modulo es capaz de manejar un máximo de 20 reacciones simultáneas.

La velocidad de reacción total para un solo componente en una sola reacción esta dada por:

$$r_i = N_i \cdot A \cdot e^{-E/RT} \cdot \prod_{k=1}^n (C_k)^{a_k} \quad (15)$$

para el caso de reacciones múltiples se expande a lo siguiente:

$$r_i = \sum_{j=1}^{nrx} N_{i,j} \cdot A_j \cdot e^{-E/RT} \cdot \prod_{k=1}^{N_j} (C_k)^{a_{kj}} \quad (16)$$

la nomenclatura utilizada es:

- i = i-ésimo componente
- j = j-ésima reacción.
- r = velocidad total de reacción para el i-ésimo componente, mol/vol-tiempo.
- N = coeficiente estequiométrico para el i-ésimo componente en la j-ésima reacción.
- A = factor de frecuencia (Parámetro de Arrhenius).
- E = Energía de activación (Parámetro de Arrhenius).
- R = Constante universal de los gases.
- T = temperatura absoluta de reacción.
- C<sub>k</sub> = concentración ó presión parcial del reactivo k.  
mol/volumen ó unidades de presión.
- a<sub>k</sub> = factor exponencial (ley de la potencia) para el reactivo k.
- n = número de componentes que reaccionan
- Π = producto de todos los términos de concentración de reactivos.
- nr<sub>x</sub> = número de reacciones.

la solución de un reactor cinético involucra la solución simultánea de la serie de reacciones denotadas por la ec. (16).

#### 6) TOLERANCIAS MANEJADAS. -

Cinco tolerancias son utilizadas en el simulador para la convergencia del reciclo. Estos son utilizados para fijar el error relativo de dos iteraciones consecutivas. Si las diferencias relativas en las propiedades (flujo, temperatura, presión, fracción vapor, entalpía) de la misma corriente en cualesquiera dos iteraciones consecutivas cae por debajo del valor especificado ó del valor por defecto, se dice que la corriente ha convergido. Si todas las corrientes en el diagrama de flujo de proceso han convergido, el problema ha sido resuelto. La formulación matemática del criterio de convergencia es:

$$|X(k) - X(k-1)/X(k)| < \text{tolerancia}, \text{ si } |X(k)| > \text{tolerancia}$$

$$|X(k) - X(k-1)| < \text{tolerancia}, \text{ si } |X(k)| < \text{tolerancia}$$

donde :

X(k) denota las propiedades de la corriente en la k-ésima iteración.

X(k-1) las propiedades de la corriente en la (k-1)-ésima iteración.

Los valores por defecto para cada una de las 5 tolerancias es de 0.001 pero pueden ser modificadas a juicio del usuario.



## H) CALCULO DEL NUMERO DE CICLOS.

El diagrama de un proceso químico es una red de equipos interconectados. En otras palabras, es una gráfica dirigida compuesta de "nodos" (unidades de proceso ó módulos) con varias interconexiones entre pares de nodos (corrientes que representan el flujo de materia y/ó energía).

Con el fin de conservar los balances de materia ó energía ó ambos, algunas de éstas corrientes son "dirigidas" de un nodo posterior a un nodo anterior, constituyendo con ésto un reciclo.

Un ciclo es un circuito cerrado que siguiendo la dirección del flujo de proceso, se inicia y termina en la misma unidad. El orden de un ciclo es igual al número de unidades involucradas.

En esquemas de proceso muy simples, los ciclos se pueden determinar por inspección visual. En casos más complicados se tiene dos tendencias para determinar los ciclos: matriz adyacente y rastreo de rutas.

La matriz adyacente es una matriz cuadrada de  $N \times N$ .  $N$  es el número de unidades ó equipos involucrados. Si existe el elemento  $ij = 1$ , se debe a que hay flujo de la unidad  $i$  a la unidad  $j$ . en caso contrario el elemento  $ij = 0$ . A través de potencias sucesivas de la matriz adyacente (álgebra booleana), se determina el número y orden de los ciclos presentes.

Los ciclos pueden ser simples ó máximos. En el caso de los ciclos máximos se requiere calcular la Matriz de Alcance (B), la cual es la suma booleana de las potencias sucesivas de la matriz adyacente (A).

$$B = A + A^2 + A^3 + \dots$$

Algunos investigadores han desarrollado algoritmos para determinar cuales son las unidades que conforman los ciclos, por ejemplo: el algoritmo SFG (Signal Flowgraph) debido a Barkley y Motard (1972) quienes sugieren la representación alternativa del diagrama dirigido, intercambiando nodos y corrientes.

Denominado algoritmo básico de corte (BTA), y basado en los conceptos de SFG, Pho y Lapidus (1973) presentaron un algoritmo que ofrece la ventaja de asignar un factor de peso (arbitrario) a algunas corrientes del diagrama dirigido.

Las corrientes de corte se localizan minimizando la suma de los pesos. Los dos algoritmos anteriores representan la tendencia de rastreo de rutas.

El tercer algoritmo (K&S) debido a Kehat y Shacham (1973), quienes transforman la matriz adyacente en una matriz de índices

de  $M \times 2$  donde  $M$  es el número de elementos distintos de cero y el 2 los elementos de las coordenadas, por ej. dada la matriz adyacente  $A$ :

$$A = \begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 & 0 \\ 1 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \\ 1 & 1 & 1 & 0 \end{bmatrix}$$

la matriz de índices será

$$I = \begin{bmatrix} 1 & 2 \\ 2 & 1 \\ 2 & 3 \\ 3 & 4 \\ 4 & 1 \\ 4 & 2 \\ 4 & 3 \end{bmatrix}$$

de manera similar,  $I^2$  se determina a partir de  $A^2$ , etc. Este algoritmo busca el número mínimo de corrientes, todas con un peso unitario, tales que el conjunto de corte encontrado afecte el máximo número de corrientes de salida de aquellos nodos a los cuales entran las corrientes de corte (lo cual incrementa el tiempo consumido para la simulación).

Finalmente, hay dos algoritmos desarrollados por Murthy y Husain (1981,1983). El primero (MH1), utiliza un criterio para encontrar el número mínimo de corrientes de corte, todas con un peso unitario. El segundo algoritmo (MH2) encuentra un conjunto de corte minimizando la suma de los pesos y ofrece la facilidad de asignar peso a varias corrientes de acuerdo a un esquema definido, no arbitrario como en el algoritmo (BTAD). En contraste con el algoritmo K & S, los algoritmos MH1 y MH2 localizan el conjunto de corte que afecte al mínimo número de corrientes de salida de aquellos nodos a los cuales entran las corrientes de corte.

#### 4.2 ANALISIS DEL EQUIPO DISPONIBLE EN LA PLANTA DE

CASO MARTIN TEMPERATURA, PRESION, CATALIZADOR

Desde que se inició la producción del cumeno a escala industrial, hasta nuestros días, han existido diferentes esquemas de síntesis para la producción del cumeno, debiéndose en buena medida al tipo de catalizador empleado.

Por la similitud que guarda el proceso de polimerización del propileno, con el de producción de cumeno (utilizando ácido fosfórico como catalizador), se utilizará este último como base del modelo que se propone para la simulación de la producción de cumeno en la Planta de San Martín (PSNO).

En una etapa previa se deberá hacer una revisión de las características de los equipos más importantes que se tienen disponibles a fin de determinar si sus condiciones de diseño (temperatura, presión etc.) son apropiadas para las condiciones de operación determinadas en la simulación del caso diseño de la planta de la Cangrejera (ó en todo caso de los datos de diseño

del fabricante).

Es fácil suponer, que las condiciones resultantes del modelo propuesto para la producción de cumeno en PSM serán similares a las de la PCC (temperaturas, presiones, composiciones). Sin embargo, los flujos dependerán de cual sea la capacidad de la PSM lo cual a su vez es función del tamaño de reactores, de las áreas de los intercambiadores, potencia de bombas, diámetro de torres, número y tipo de platos, capacidad de almacenamiento de productos y materias primas, disponibilidad de servicios de calentamiento y enfriamiento, la disponibilidad de las materias primas, el mercado para vender el producto etc. En pocas palabras, alguna (s) de ésta (s) variables será el "cuello de botella".

En algunos casos será fácil resolverlo, en otros no. Por ejemplo, si la potencia de una bomba es limitada, se puede suplir por otra de mayor capacidad, pero si el diámetro de una torre lo esta, no será aconsejable cambiarla.

Como el trabajo es de simulación, y no de ingeniería de detalle, el análisis no incluye revisión de tuberías, materiales, internos de bombas, instrumentos, internos de filtros, soportes etc..

### REACTORES

Se dispone de cuatro reactores, normalmente uno de ellos de relevo, con cinco platos de catalizador de distintas alturas y un vol. de catalizador en c/u de ellos que por si solo es equivalente al volumen de catalizador en los dos reactores de la planta de cumeno de la Cangrejera.

Como el diámetro de los reactores es fijo, se tendrá que ajustar la longitud del lecho, dependiendo de la capacidad que resulte más apropiada.

La operación de los reactores es no isotérmica por lo que para determinar la longitud total requerida del lecho, se debe resolver en forma simultánea los balances de masa y energía :

Balance de Masa

$$\frac{dx}{dz} = \eta r_i / (4QC_0)$$

Balance de Calor

$$\frac{dT}{dz} = \eta r_i C_{-AH} / 4QC_p$$

donde:

- Q = Flujo volumétrico de entrada al reactor.
- $\eta$  = eficiencia.
- $r_i$  = velocidad de reacción definida por ec. (16).
- x = conversión.
- $d_i$  = diámetro interno del reactor.
- T = Temperatura absoluta.
- Cp = Capacidad calorífica de la mezcla (valor promedio a lo largo del reactor).
- C<sub>0</sub> = Concentración inicial de propileno.

Desde luego, la conversión máxima alcanzable estará limitada por el equilibrio. Esto quiere decir que no por el hecho de aumentar la altura total de catalizador, se tendrá mayor producción (para un flujo dado de alimentación), y si en cambio se puede aumentar la caída de presión a lo largo del mismo y darse una disminución en la temperatura de salida del reactor.

En la Tabla 4.4 se han reunido las principales características de los reactores. Existen diferentes posibilidades de modificar la altura total del reactor, dando con ello diferentes % de carga posibles, en el intervalo de 213 a 303% de carga (se considera 100 % como la producción de la planta de cumeno de la Cangrejera, esto es 40,000 ton métricas / año).

Una inspección del sistema de calentamiento, basado en la carga térmica, indica que pudieran manejarse cargas entre 238 y 330 %. Esto es válido, porque aún cuando los coeficientes globales de transferencia térmica U para el caso de utilizar un intercambiador para el proceso de polimerización, pudiera ser diferente del coeficiente que tendría el mismo equipo si se le utilizará en el proceso de fabricación de cumeno, el coeficiente y el promedio logarítmico de temperaturas será muy semejante en cualquier capacidad de la planta que se simule, pudiendo decir que se cumple la relación  $Q/Q' \approx A/A'$ . Q y A son la carga térmica y el área de un cambiador dado operando al 100 % de carga, y Q' y A' la carga térmica y el área del cambiador para el % de carga propuesto. El criterio alternativo estaría basado en las áreas requeridas y las existentes.

Por lo que corresponde a las condiciones de temperatura y presión de diseño de los reactores de la planta de tetramero, se puede ver en la tabla 4.4 que serán satisfactorias para las condiciones de operación de la PCC y que serán similares a las propuestas para la PSM.

Es muy probable que solo se utilicen dos de los tres equipos de intercambio de calor que se tienen disponibles (EA-101 A/B, EA-102).

**REACTOR DE TETRAMERO**

**REACTOR DE CUMENO**

N DE UNIDADES 3  
 N DE LECHOS/UNIDAD 3  
 ALTURA DE LAS CAMAS L/D OPCION  
 PRIMERA 0.619  
 SEGUNDA 1.219  
 TERCERA 1.333  
 CUARTA 1.333  
 QUINTA 1.333  
 ALTURA TOTAL 5.837 A  
 ALTURA 3 PRIMARIAS 3.837 B  
 ALTURA 3 ULTIMAS 2.000 C  
 ALTURA 4 ULTIMAS 2.619 D  
 DIAMETRO INTERNO 2.7432 M.  
 VOL. DE CATALIZADOR 48.6 M<sup>3</sup>/REACTOR

N DE UNIDADES 3  
 N DE LECHOS/UNIDAD 3  
 ALTURA DE LOS LECHOS L/D  
 2.1 METROS CADA UNO  
 ALTURA TOTAL 6.3 M. 2.863636  
 DIAMETRO INTERNO 2.2 M.  
 VOL. CATALIZADOR 23.948 M<sup>3</sup>/REACT.  
 VOL. CATALIZADOR 47.89 M<sup>3</sup> (TOTAL)

PRESION DISEÑO 51.32 KG/CM<sup>2</sup>  
 TEMP. DE DISEÑO 275 ° C  
 PRESION OPERACION 47.8 KG/CM<sup>2</sup>  
 TEMP. OPERACION 178-216 °C

PRESION OPERACION 35-33.6 KG/CM<sup>2</sup>  
 TEMP. OPERACION 193-217 °C

**NOTAS:**

3 REACTORES EN OP.M  
 1 DE ALLEVO (NANTO.)

CAPACIDAD 88,000 TON M/AÑO

CAPACIDAD 48,000 TON M/AÑO

**SISTEMA PRECALENTAMIENTO DE CARGA**

**SISTEMA PRECALENTAMIENTO CARGA**

EA-101 A/B	CARGA TECNICA	MM BTU/HR
EA-102	27.2 X 1.15	31.28
TOTAL	37.28 X 1.15	42.87

EA-101 A/B	CARGA TECNICA	MM BTU/HR
EA-102	27.2 X 1.15	31.28
TOTAL	37.28 X 1.15	42.87

**RESUMEN**

UTILIZANDO 3 REACTORES SE PODRIA OBTENER LAS SIGUIENTES PRODUCCIONES DE CUMENO:

OPCION	PORCENTAJE	TON/AÑO
A	583.7	121,488
B	313.8	65,432
C	236.8	49,488
D	281.8	58,488

**SISTEMA PRECALENTAMIENTO**

2 CAMBIADORES 338.8  
 1 CAMBIADOR 238.8 (usando sobrediseño) \*

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA DIVISION DE ESTUFIOS DE POSGRADO
TABLA 4.4 COMPARACION REACTORES EXISTENTES

## TORRES

COLUMNA RECTIFICADORA DE EFLUENTES. - Este es un equipo que no existe en el proceso de tetrámero, por lo cual deberá adicionarse. Esta torre tiene como propósito separar el propano y parte del benceno que no reacciona, en el efluente de los reactores. En el caso de que la columna de Polímero ligero ( que se utilizará como columna de recirculación de benceno ) fuera el cuello de botella, se podría "sobrediseñar" la columna rectificadora, para que aligerar la carga que tuviera que manejar la torre recirculadora de benceno.

TORRE DESPROPANIZADORA. - En la Tabla 4.5 se reúnen las principales características de las torres despropanizadoras. Algunas diferencias saltan a la vista, como el hecho que la torre de cumeno tenga dos diámetros distintos, y la DA-102 (despropanizadora del proceso de polimerización) solo uno. Una revisión indica que los 20 platos de la torre 800-V4 se encuentran en el mismo diámetro. El diámetro inferior es más grande porque tiene integrado el calentador 800-E3.

La DA-102 tiene la alimentación en el plato 9, mientras que la 800-V4 tiene dos alimentaciones: en el plato 9 para el benceno, y en el plato 12 para la alimentación proveniente de la columna rectificadora de efluentes.

Se tendría que hacer las modificaciones pertinentes en la tubería para utilizar el plato de alimentación de carga de polímeros como alimentación de benceno e instalar una boquilla adicional en la torre para la alimentación de la mezcla propano-benceno. Desde luego, esto no representa mayor problema desde el punto de vista de la simulación.

Las condiciones de diseño de la torre DA-102 serán satisfactorias. Por lo que toca al sistema de condensación y rebaldeo, se tendrá suficiente flexibilidad.

Por su ubicación en el proceso, la columna despropanizadora en el caso de tetrámero, fue diseñada con un rehervidor de espera, pudiendo darle servicio de mantenimiento sin tener que suspender la producción por este motivo.

En el caso de la columna despropanizadora de la planta de cumeno, esto no es necesario, por lo cual se prevé que sobrá uno de los EA-104.

El tipo de platos (2 pasos) de la Da-102 será mejor que los existentes en la planta de la cangrejera. Dependiendo de las condiciones de inundación de los platos resultante, se podrá ó no manejar cargas de propano-propileno distintas a la de diseño de la cangrejera. Hay que citar aquí que la planta de tetrámero fue diseñada para manejar dos tipos de carga, por lo que se supone que el diámetro de esta torre este "sobrado".

**TORRE DESPROPANIZADORA**

**PLANTA TETRAMERO**

**PLANTA CUMENO**

**N DE PLATOS** 19  
**TIPO** VALVULA  
**N DE PASOS** 2  
**DIAMETRO** 2.591 M.  
**ALTURA** 15.85 M.  
**PRESION DISEÑO** 19.86 KG/CM<sup>2</sup>  
**TEMP. DE DISEÑO** 227.7 °C

**N DE PLATOS** 28  
**DIAMETRO** 0.98/1.5 SUP/INF  
**ALTURA** 17.5 M.  
**PRESION DISEÑO** 21.13 KG/CM<sup>2</sup>  
**TEMP. DISEÑO** 224.6 °C

**CONDICIONES DE OPERACION**

**DOMO** 47/48 °C y 16.5 KG/CM<sup>2</sup>  
**FONDO** 236/226 °C y 16.7 KG/CM<sup>2</sup>

**CONDICIONES DE OPERACION**

**DOMO** 47 °C y 18.6 KG/CM<sup>2</sup>  
**FONDO** 115 °C y 19.8 KG/CM<sup>2</sup>

**PLATO ALIMENTACION** 9

**PLATO ALIMENTACION** 12

**CONDENSADORES**

**CANTIDAD** 6  
**CANTIDAD TECNICA** 22.1 x 1.15  
**ITEM** EA-183 A/B

**CONDENSADORES**

**CANTIDAD** 1  
**CANTIDAD TECNICA** 1.45  
**ITEM** CA-100-K4

**RENERVIDORES**

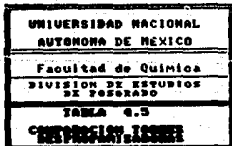
**CANTIDAD** 2  
**CANTIDAD TECNICA** 14.8 MM BTU/MM  
**ITEM** EA-184/B

**RENERVIDORES**

**CANTIDAD** 1  
**CANTIDAD TECNICA** 1.15  
**ITEM** CA-100-L5

**RESUMEN**

OPCION	X CARGA TECNICA
4 CONDENSADORES	300.0
3 CONDENSADORES	285.0
2 CONDENSADORES	190.0



Si la hidráulica resultante de la torre no es muy satisfactoria, se puede probar introduciendo una determinada cantidad de propano, la cual se estaría recirculando en el sistema y con ello se podría mejorar la condiciones de inundación de esta torre (evitar que trabaje "seca"). Desde luego esto irá en detrimento de la eficiencia del proceso porque se incrementarían los servicios de calentamiento/enfriamiento para esta torre.

TORRE DE POLIMERO LIGERO DA-103. - Esta torre se pretende utilizar como columna de recirculación de benceno (en el caso de la PCC corresponde con el equipo 600-VII). En la tabla 4.6 se reúnen las principales características de estos equipos.

En éste caso, es la torre de polimero ligero DA-103 la que cuenta con dos diámetros distintos, mientras que la torre de recirculación de benceno cuenta con un solo diámetro. Los dos diámetros distintos en la torre DA-103 obedecen al hecho de que existe una gran cantidad de dímeros y trímeros que son separados del efluente del reactor y que se recirculan para su conversión, provocando con ello un gran flujo en la zona de enriquecimiento de esta torre, y por ello el mayor diámetro.

En el caso de la torre de recirculación de benceno, es éste el que se separa en la zona de enriquecimiento. Un análisis del perfil de flujos obtenido en la simulación de esta columna para el caso diseño, nos indica claramente dos zonas distintas de flujo total aproximadamente constante, siendo el de la zona de enriquecimiento mayor. Lo anterior sugiere que desde el punto de vista de la hidráulica del equipo, lo mejor habría sido utilizar dos diámetros diferentes. Sin embargo, como la diferencia entre estas dos zonas es pequeña, tal vez por consideraciones de tipo económicas más que técnicas se optó por utilizar un solo diámetro.

Dependiendo del número de bromo deseado en el producto, será la relación benceno-propileno que se maneje en los convertidores, pudiendo ser ésta relación entre 8:1 y 12:1. El benceno cumple la doble función de asegurar la conversión total del propileno y la de controlar la temperatura del reactor (por el exceso de benceno manejado). Lo anterior significa que existe un margen en el cual se puede modificar el flujo total en la zona de enriquecimiento de la torre de recirculación (que en este caso sería la DA-103), con el fin de mejorar su operación, considerando sus dos distintos diámetros.

Otra diferencia fuerte entre estos equipos es el número de platos. La torre DA-103 cuenta con 18 platos menos. El riesgo mayor que pudiera tenerse es que se perdiera una cantidad de benceno en el fondo de la columna de recirculación, sin embargo una revisión del perfil de composiciones (particularmente concentración de benceno y cumeno) de la torre de recirculación, en el caso diseño, nos muestra que la concentración del benceno después de los primeros 5 platos de la zona de agotamiento, es prácticamente



**TORRE POLIMERO LIGERO PLANTA TETRAMERO TORRE RECIRCULACION BENCENO PTA. CUMENO**

**N DE PLATOS** 32  
**TIPO PLATO** VALVULA  
**N DE PASOS** 2  
  
**DIAMETRO** 3.2/2.5 SUP./INF.  
**ALTURA** 23.77 METROS  
  
**PRESION DISEÑO** 3.4 KG/CM<sup>2</sup> VACIO TOT.  
**TEMP. DISEÑO** 248.8 °C  
**CONDICIONES DE OPERACION**  
**DOMO** 145/143°C y 8.8 KG/CM<sup>2</sup>  
**FONDO** 213 °C y 1.1 KG/CM<sup>2</sup>

**PLATO ALIMENTACION** 12  
**X HOMA ENRIQUECIMIENTO** 37.7 X

**CONDENSADORES**  
**CAPILOTTOS** 4 3/4 X 1.15  
**ITEM TECNICA** KA-183 A/B

**REHENVIDORES**  
**CAPILOTTOS** 2 1/2 MM BTU/HR  
**ITEM TECNICA** KA-182

**N DE PLATOS** 59  
  
**DIAMETRO** 1.4 M.  
**ALTURA** 27.2 METROS

**PRESION DISEÑO** +4.23/-1.856 KG/CM<sup>2</sup>  
**TEMP. DISEÑO** 268.8 °C  
**CONDICIONES DE OPERACION**  
**DOMO** 121 °C y 2.1 KG/CM<sup>2</sup>  
**FONDO** 218 °C y 2.5 KG/CM<sup>2</sup>

**PLATO ALIMENTACION** 13  
**X HOMA ENRIQUECIMIENTO** 38.8 X

**CONDENSADORES**  
**CAPILOTTOS** 1 1/2 X 1.65  
**ITEM TECNICA** LA-85

**REHENVIDORES**  
**CAPILOTTOS** 1 1/2 X 1.17  
**ITEM TECNICA** LA-83

**RESUMEN**  

<b>OPCION</b>	<b>X CARGA TECNICA</b>
1 CONDENSADORES	273.8
1 REHENVIDOR	295.8

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO
TABLA 4.6 CARACTERISTICAS TORRES POLIMERO LIG./RECIRC. BENCENO

nula, siendo el principal efecto, de la zona de agotamiento en su conjunto, el de incrementar la concentración del cumeno de 90 a 97 % mol aproximadamente.

Una de las condiciones del diseño es que la concentración del benceno de recirculación sea mayor de 90 %. Esta regla heurística puede obedecer al hecho de que menores concentraciones de benceno llevan implícita una mayor cantidad de cumeno que se recircula a los reactores, disminuyendo con ello su eficiencia de conversión. En ese sentido, es probable que la limitación en el número de platos de la torre DA-103 se refleje en una menor concentración en el benceno de recirculación, y una menor eficiencia de los convertidores, respecto al caso diseño.

Como se menciona en el análisis hecho a la columna de rectificación de efluentes, un sobrediseño en este equipo puede coadyuvar al desempeño de la torre DA-103.

Por lo que toca a las condiciones de temperatura y presión de diseño, éstas son satisfactorias para el uso que se le pretende dar. No se prevé contingencias en cuanto a la disponibilidad del equipo de intercambio de calor, pues se tiene de sobra.

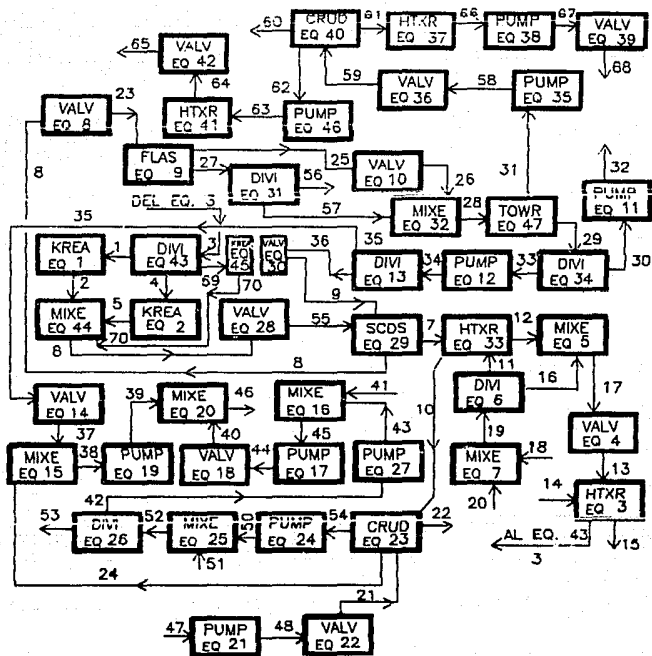
En principio se considera que el plato de alimentación está bien ubicado. La torre DA-103 cuenta con platos de dos pasos.

TORRE DE TETRAMERO DE PROPILENO DA-104. -Este equipo se destinará como torre de producto final (cumeno). En la tabla 4.7 se reúnen las características de este equipo. Una inspección rápida del sistema de intercambio de calor nos muestra que este equipo pudiera ser el "cuello de botella" del proceso, por lo que se tendría que hacer un recuento del equipo sobrante de otras columnas y ver la posibilidad de utilizarlo en ésta.

Se requiere un enfriador de producto y posiblemente un segundo rehidrador.

Por lo que toca al número de platos está muy restringida, siendo aproximadamente la mitad de los que tiene la torre de cumeno de la Cangrejera. La torre es de un solo diámetro.

En este caso, el menor número de platos nos puede llevar a cualquiera de los dos siguientes problemas: que no se alcance la especificación de pureza del cumeno ó que las pérdidas del producto por el fondo de la torre se incrementen. Localizando adecuadamente el plato de alimentación se pueden minimizar estos problemas. Nuevamente, al revisar el perfil de composiciones, se observa que la concentración de cumeno después del plato 40 es prácticamente inexistente (caso diseño Cangrejera). Lo anterior nos sugiere que de los dos posibles problemas, en realidad solo tendríamos uno, que sería lograr la especificación de pureza del cumeno, lo cual se intentaría destinando una gran parte de la



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO

FIG. 4.2 DIAGRAMA DE LA SIMULACION  
DE LA PLANTA DE CUMENO DE  
SAN MARTIN TEX., PUE.

torre como zona de enriquecimiento y un pequeño porcentaje para el agotamiento.

Las condiciones de temperatura y presión de diseño de la torre DA-104 son apropiadas para el servicio que se le pretende dar.

Del análisis hecho, se puede sugerir como primer instancia, hacer la simulación de la planta para una capacidad equivalente del 200 %.

#### 4.3 SIMULACION DE LA PLANTA DE CUMENO DE SAN MARTIN TEXMELUCAN, PUE. (CASO: PROPUESTA)

Como se apuntó en la sección precedente, existen algunas diferencias importantes entre el equipo instalado en la Planta de cumeno de la Cangrejera y el que se tiene disponible en la planta de polimerización de San Martín, siendo éstas en algunos casos ventajas y en otros desventajas. También es importante señalar que la planta de San Martín será aproximadamente una planta del doble de capacidad que la de la Cangrejera, y la comparación no puede (o no debe) hacerse proporcionalmente en muchos aspectos.

Por lo anterior, no es posible hacer una propuesta que fuera óptima desde ningún punto de vista (técnico-económico), sino más bien dar una solución que sea factible, funcional, y que mediante alguna inversión moderada (ver apéndice C) permita obtener un producto dentro de especificación, y cuyo esquema de proceso de rendimientos comparables a los del caso diseño ( producción de cumeno/ton de propileno, producción de cumeno/ton de benceno, ton de cumeno/unidad de consumo de energía, ton cumeno/unidad de consumo de agua enfriamiento, etc.).

Así las cosas, la simulación del caso propuesta se hará en base al diagrama de simulación de la Fig. 4.2. Este diagrama es muy parecido al diagrama de la Fig. 4.1, excepto que se ha incluido un tercer reactor de síntesis, habiendo cambiado además el número de corrientes y la numeración de algunas de éstas y de los equipos ó unidades.

Las cosas que no cambian respecto a la simulación del caso diseño son:

- La lista de componentes químicos.
- La ecuación de estado para evaluar propiedades.
- El método para la convergencia de reciclos.
- Las tolerancias manejadas.
- Los módulos para cálculo de unidades de proceso.
- Las corrientes de corte y de aceleración para la convergencia.

Los cambios más importantes para esta simulación, respecto a la del caso diseño son:

## TORRE TETRAMERO DE PROPILENO

N DE PLATOS	32
TIPO PLATO	VALVULA
FASOS DEL PLATO	1
DIAMETRO	1.8288 M.
ALTURA	19.66
PRESION DISEÑO	2.84 KG/CM <sup>2</sup> VACIO TOT.
TEMP. DISEÑO	252.7 °C
CONDICIONES DE OPERACION	
SONO	105 °C y 525 mm Hg
FONDO	215 °C y 547 mm Hg

PLATO ALIMENTACION 29.8  
X ZONA ENRIQUECIMIENTO 22.8

## CONDENSADORES

CANTIDAD 1  
CARGA TECNICA 1.7 X 1.15  
ITEM EA-187

## ENFRIADORES

CARGA TECNICA ---  
ITEM ---

## RENERVIDORES

CANTIDAD 1  
CARGA TECNICA 5.4 X 1.2 MM BTU/HR  
ITEM EA-187

## ENFRIADORES

CARGA TECNICA 8.33  
ITEM EA-181

## RESUMEN

OPCION X CARGA TECNICA

1 CONDENSADOR 118.8  
2 ENFRIADOR 78.8  
TOTAL ENRIQUECIMIENTO 198.8

## ALTERNATIVA X CARGA TECNICA

1 CONDENSADOR 118.8  
1 ENFRIADOR 78.8 (UNO NUEVO)  
1 ENFRIADOR 78.8 (NUEVO)  
TOTAL EMTO. 276.8

## TORRE DE CUMENO

N DE PLATOS	65
DIAMETRO	1.2 M.
ALTURA	31.1
PRESION DISEÑO	+3.32/-1.856 KG/CM <sup>2</sup>
TEMP. DISEÑO	266.8 °C
CONDICIONES DE OPERACION	
SONO	170 °C y 5.7 KG/CM <sup>2</sup>
FONDO	238 °C y 2.5 KG/CM <sup>2</sup>

PLATO ALIMENTACION 33.8  
X ZONA ENRIQUECIMIENTO 33.8

## CONDENSADORES

CANTIDAD 1  
CARGA TECNICA 1.88  
ITEM EA-188

## ENFRIADORES

CARGA TECNICA 1.65  
ITEM EA-188

## RENERVIDORES

CANTIDAD 1  
CARGA TECNICA 1.88  
ITEM EA-187

## ENFRIADORES

CARGA TECNICA 8.12  
ITEM EA-188

UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA  
DIVISION DE ESTUDIOS  
DE POSGRADO

TABLA 6.7

COMPARACION TORRES  
TETRAMERO PROPILENO / CUMENO.

- Variación en la topología del proceso.
- Cambios en la especificación de algunos equipos.
- Cambios en las corrientes de entrada y en los estimados iniciales de las corrientes de corte.

### ATOPOLOGIA DEL PROCESO. -

La asignación de los equipos , basada en la fig. 4.2, consta de 47 equipos y es la siguiente:

Cuatro equipos para intercambio de calor:

- equipo # 3 precalentador carga al reactor (EA-102).
- equipo # 33 intercambiador carga/efluente de reactores (EA-101A/B).
- equipo # 37 enfriador de fondos columna de producto (ED-101).
- equipo # 41 enfriador final de cumeno (equipo nuevo).

Los 10 equipos de bombeo simulados son:

- equipo # 11 benceno hacia almacenamiento ( parte de GA-108 ó de GA-109/R).
- equipo # 12 recirculación de benceno (GA-109/R)
- equipo # 17 alimentación propano-propileno (equipo de casa de bombas, y/o GA101/R y GA/102 ).
- equipo # 19 recirculación de propano-benceno (equipo nuevo)
- equipo # 21 alimentación de benceno fresco (equipo de casa de bombas ó GA-201/R).
- equipo # 24 propano hacia almacenamiento (GA-108/R).
- equipo # 27 alimentación de propano fresco (equipo de casa de bombas)
- equipo # 35 bomba de fondos de torre de recirculación de benceno (equipo nuevo).
- equipo # 38 bomba fondos torre de cumeno (GA-112/R).
- equipo # 46 bomba cumeno producto (GA-111/R).

Se considerán tres equipos para simular los reactores

- equipos # 1, 2 y 45 reactores DC-101 A/C

Las 11 válvulas son:

- equipo # 4 Control de carga hacia reactores (FRC-108)
- equipo # 8 Control du nivel de fondos de torre rectificadora de efluentes (equipo nuevo).
- equipo # 10 Control de nivel del tanque separador de ácido (equipo nuevo).
- equipo # 14 control de flujo de recirculación de benceno (un arreglo en cascada con LIC-108 y LIC-110).
- equipo # 18 control de flujo alimentación de propileno (FRC-101)
- equipo # 22 benceno fresco hacia despropanizadora (HCV-203 y/o FIC-204).

- equipo # 28 control de presión a la salida de los filtros de los reactores (PRC-102).
- equipo # 30 Control de flujo de reflujo atorre rectificadora de efluentes (equipo nuevo).
- equipo # 38 control de nivel de fondos de torre de recirculación de benceno (LIC-100).
- equipo # 42 Control de nivel LIC-113 del acumulador de reflujo FA-108.
- equipo # 39 Control de flujo de fondos de torre de cumeno hacia desperdicio. La caída de presión equivalente se puede dar controlando el desplazamiento de las bombas (GA-112/R), en caso contrario sería necesario implementar un control de nivel de fondos de la columna, en cascada con la FIC-138.

Las Torres de destilación y sus equipos asociados se simulan con cuatro equipos:

- equipo # 47 Columna de recirculación de benceno (DA-103).
  - equipo # 23 Columna despropanizadora (DA-102).
  - equipo # 29 Columna rectificadora de efluentes (equipo nuevo). En el caso de que la unidad 200 (unidad de alquilación) quedara también fuera de servicio, se buscaría la forma de aprovechar la torre de ácido DA-201, la cual consta de 8 platos.
  - equipo # 40 Torre de Producto (DA-104).
- Se considera un tanque flash:

- equipo # 9 Tanque separador de ácido (equipo nuevo).

La correspondencia entre los puntos de mezclado y de derivación para los dos casos es la siguiente:

#### PLANTA CANGREJERA

#### PLANTA SAN MARTIN

##### Derivación:

equipo # 2  
 equipo # 7  
 equipo # 14  
 equipo # 28  
 equipo # 33  
 equipo # 37

equipo # 43  
 equipo # 6  
 equipo # 13  
 equipo # 25  
 equipo # 31  
 equipo # 34

##### Mezclado:

equipo # 6  
 equipo # 8  
 equipo # 16  
 equipo # 17  
 equipo # 21  
 equipo # 27  
 equipo # 34  
 equipo # 36

equipo # 5  
 equipo # 7  
 equipo # 15  
 equipo # 18  
 equipo # 20  
 equipo # 23  
 equipo # 32  
 equipo # 44

## B) CAMBIOS EN LA ESPECIFICACION DE EQUIPOS. -

### REACTORES. -

Se fijan el nuevo diámetro y se varía la longitud de empaque del catalizador. Se manejan pequeñas variaciones en la distribución de flujo (lo cual ocurre en la realidad), caídas de presión distintas en los 3 reactores (simulando el estado del catalizador) etc. teniendo con ello algunas diferencias en la salida de los reactores en lo referente a temperatura y composición.

### TORRE RECTIFICADORA DE EFLUENTES. -

Se incrementa de 8 a 10 el número de platos (respecto al caso diseño). Al analizar el perfil de temperaturas y de composiciones de esta torre en el caso diseño, se ve que estos tienden asintóticamente a un valor constante conforme se incrementa el número de platos. Esto quiere decir, que no se tendrá ningún beneficio adicional en la columna de recirculación de benceno, si se incrementara más el número de platos en la torre rectificadora de efluentes.

TORRE DESPROPANIZADORA. - Se cambia el número de platos y se modifica la carga térmica del condensador.

TORRE RECIRCULACION DE BENCENO. - Se modifica el plato de alimentación y se cambia la especificación del % de recuperación del componente clave en el fondo de la columna. Se cambia el número de platos.

TORRE DE CUMENO. - Se cambia la localización del plato de alimentación del 34 al 25, y del plato de extracción lateral de producto, del plato 6 al plato 7. Se cambia el número de platos. Se modifica la carga térmica del condensador y el flujo de la corriente de extracción lateral.

## C) CAMBIOS EN CORRIENTES DE ENTRADA Y EN ESTIMADOS INICIALES. -

Se duplican los flujos de las corrientes de entrada, manteniendo sus condiciones de presión, temperatura y composición.

Los estimados iniciales se obtienen a partir de las corrientes de corte (valores de convergencia) del caso diseño, duplicando los flujos y manteniendo condiciones de presión, temperatura y composición.



## SIMULACION DEL COMPORTAMIENTO DE LAS PRINCIPALES TUBERIAS

Se utilizó para este propósito el módulo PIPE, el cual permite calcular el tamaño de un segmento de tubería en particular ó calcular la caída de presión a través de dicho segmento. Las condiciones en la tubería pueden ser isotérmicas ó adiabáticas, con una ó dos fases. Para el agua aplica la ec. de Hazen-Williams y para el vapor la ec. de Fritzsche.

Para flujo en una sola fase, se utiliza la ec. de Darcy-Weisbach, la cual calcula los diámetros con las sig. relaciones.

$$\text{Para líquidos} \quad D = 2.607 * (w/d)^{0.484}$$

$$\text{Para Gases} \quad D = 1.065 * (w^{0.408} / d^{0.843})$$

y la caída de presión/100 ft se obtiene a partir de:

$$D = 1.706 * [( \mu^{0.16} w^{1.84} ) / (cd \Delta P / 100 \text{ ft})]^{0.207}$$

donde:

D = diámetro, pulgadas.

w = flujo másico, lb/hr.

d = densidad, lb/ft<sup>3</sup>.

$\mu$  = viscosidad de la mezcla, cp.

$\Delta P$  = caída de presión, psi.

Para aquellos casos en que se tiene flujo a dos fases (líquido-vapor), se hace lo siguiente:

Para establecer el patrón de flujo, en tuberías horizontales se utiliza la gráfica de Baker (1954), cuyas coordenadas se evalúan así:

$$Bx = 531 * (w_l / w_v) * [(d_l d_v)^{0.5} / d_l^{0.4007}] * (\mu^{0.0004} / st)$$

$$By = 2.16 * w_v / [A d_l d_v]^{0.5}$$

donde:

A = sección transversal de la tubería

st = tensión superficial de la mezcla, dina/cm.

mientras que para el cálculo de la caída de presión se aplica el método de Lockhard-Martinelli (1947).

$$\Delta P_{100}^2 \text{ fases} = \Delta P_{100}^2 \text{ vapor} = \phi^2$$

El parámetro  $\phi$  depende del patrón de flujo, determinado mediante la gráfica de Baker.

Baker establece 7 patrones de flujo en dos fases. La descripción y las ecuaciones para calcular el parámetro  $\phi$  se dan a continuación:

**Flujo Disperso.** -Casi todo el líquido viaja en la corriente de gas en forma de gotas muy finas. Probablemente ocurra para velocidades superficiales del gas mayores a 200 ft/seg.

Se calcula primero el módulo  $X^2 = (w_l/w_g)^2 (d_v f_l / d_f f_v)$ . posteriormente  $\phi$  se obtiene de una gráfica de Lockart (1947).

**Flujo Estratificado.** -El líquido fluye en el fondo de la tubería y el flujo de gas sobre una interfase lisa líquido-gas, ocurre para velocidades superficiales del líquido menores de 0.5 ft/seg. y velocidades superficiales del gas entre 2 y 10 ft/seg.

$$\phi = 15400 = X / (w_l/A)^{0.5}$$

**Flujo Anular.** -El líquido fluye como una película alrededor de la pared interna de la tubería y el gas en la parte central de la misma. Una porción del líquido es pulverizada en la corriente del gas. Este patrón de flujo se obtiene para velocidades superficiales del gas mayores de 20 ft/seg.

$$\phi = (4.8 - 0.3125D) = X^{0.815} / (w_l/A)^{0.515}$$

**Flujo "Bala"** -Una ola es recogida periódicamente por el movimiento rápido del gas, formando un espacio con espuma el cual pasa a lo largo de la tubería a una velocidad mayor que la velocidad promedio del líquido. En este tipo de flujo, la masa espumosa puede causar severas, y en algunos casos peligrosas, vibraciones en el equipo debido al impacto a alta velocidad contra algunos accesorios como los codos. A este efecto se le conoce algunas veces como "golpe de ariete".

$$\phi = 1100 = X^{0.815} / (w_l/A)^{0.5}$$

**Flujo tapón.** -Secciones alternadas de líquido y gas se mueve a lo largo de la parte superior de la tubería, ocurre a velocidades superficiales del líquido menores de 2.0 ft/seg y velocidades superficiales del gas menores de 3 ft/seg.

$$\phi = 27.315 = X^{0.825} / (w_l/A)^{0.17}$$

**Flujo Burbuja.** -Las burbujas de gas están dispersas en el líquido (también se le conoce como flujo espuma). Ocurre para velocidades superficiales del líquido de 5 a 15 ft/seg. y velocidades superficiales del gas de 1 a 10 ft/seg.

$$\phi = 14.2 * X^{0.75} / (w_g/A)^{0.1}$$

**Flujo de Ola.** - Es similar al flujo estratificado, excepto que la interfase tiene olas que viajan en la dirección del flujo. Se presenta para velocidades superficiales del líquido menores de 1 ft/seg. y velocidades superficiales del gas de aproximadamente 15 ft/seg.

Para el cálculo de  $\phi$ , se calcula primero la correlación de Huntington

$$Hx = (w_g \sqrt{v_g})(\mu_l/\mu_g)$$

después, mediante la gráfica de Huntington se determina el factor de fricción de Huntington  $f_m$ .

la caída de presión será:

$$\Delta P_{100} = 0.00036 f_m v_g^2 / D^5 d_v$$

En el caso de flujo a dos fases en tuberías verticales con flujo ascendente, Govier (1997) describe 5 patrones de flujo:

**Flujo Burbuja.** -El gas está disperso como finas burbujas en el líquido, ocurre en velocidades superficiales abajo de 2 ft/seg.

**Flujo Pistón, Tapón ó Bala.** - El gas fluye en grandes bloques. Se produce para velocidades superficiales del gas de 2 a 30 ft/seg.

**Flujo Espuma.** -Burbujas de gas se mezclan con el líquido en un patrón altamente turbulento.

**Flujo Rizo ó de Ola.** -Existe un movimiento sinuoso ascendente de películas de líquido sobre la pared.

**Flujo Anular ó de Película.** -El líquido fluye hacia arriba como un anillo y el gas como un núcleo. Se forma en velocidades superficiales del líquido menores de 2 ft/seg y velocidades superficiales del gas de más de 30 ft/seg.

**Flujo Neblina.** -El líquido es transportado, en forma de gotas muy finas, por la fase gaseosa. se ha reportado en velocidades superficiales del gas superiores a 70 ft/seg.

## V.- ANALISIS DE RESULTADOS

Los resultados de la simulación de la planta de cumeno, que Petróleos Mexicanos tiene en la Cangrejera (caso diseño) y la simulación de las condiciones bajo las cuales la planta de tetramero de propileno del Complejo Petroquímico Independencia puede ser "convertida" en una planta de cumeno (caso propuesto), son analizados.

Los balances de materia y de energía, así como las propiedades termodinámicas y de transporte de las distintas corrientes del proceso se incluyen en el apéndice.

A continuación se hace un análisis de los resultados obtenidos en los equipos de proceso.

### REACTORES

Para los casos estudiados, los resultados obtenidos para los convertidores de cumeno fueron:

	DISEÑO UOP	DISEÑO SIMULADO	PROPUESTA	
			(1)	(2)
Temp. Salida °C	217.2	218.29	223.66	230.46
Pres. Salida Psia	464.7	464.7	468.44	454.24
Composición a la Salida, lbmol/hr				
Agua	1.4	1.5486	2.568	3.09
Etano + Etileno	1.1	0.0627066	0.13366	0.12542
Propano	252.8	251.36	503.781	502.719
Benceno	707.6	708.033	1417.80	1415.614
Cumeno	111.4	110.363	220.766	222.184
Propileno	0.0	0.2E-14	0.3E-14	0.3E-14
Aromát. Pesados	3.6	4.8926	8.6853	8.477

Tabla B.1 Resultados Simulación Reactores de Cumeno.

En todos los casos las condiciones de temperatura y presión en la entrada de los reactores fueron las señaladas en el diseño de UOP ( 193 C y 500 psig.).

Los datos anteriores indican una correspondencia muy aceptable en el caso diseño UOP vs diseño simulado. La desviación en la producción de aromáticos pesados puede atribuirse a que la materia prima considerada (en este caso el propileno) fue el resultado de analizar el propileno que realmente dispone Petróleos Mexicanos, así como incluir en el modelo de cálculo los estudios más recientes acerca de la formación de isómeros del diisopropilbenceno.

En el caso propuesto (1), esto es, la conversión de la planta de tetrámero para producir cumeno a una capacidad del 200 % (respecto a la Cangrejera), considerando 3 reactores en operación con una altura de lecho de 5.829 m, lo cual corresponde a la altura de las 4 primeras camas, y un volumen total de catalizador de 103.39 m<sup>3</sup>, se obtiene una temperatura de salida aprox. 6 °C mayor. De más está decir que al cargar la quinta cama con catalizador no reportará una mayor producción (a la salida de la 4ta. cama ya no hay propileno) y si en cambio producirá una mayor caída de presión.

En vista de que los 6 °C de más que se tienen a la salida de los reactores provocarán una ligera reducción en la vida del catalizador, fue que se decide poner un 7.9 % más de catalizador, pero sobre todo para aprovechar el diseño actual de la altura de los lechos y para ajustar el espacio velocidad.

El espacio velocidad para este proceso se mide en gal/hr/lb de catalizador, y se recomienda que se opere en el intervalo de 0.1 a 0.15. La densidad aparente del catalizador C-84 es de 55 ± 3 lb/ft<sup>3</sup>, y para el TPC-1 de 55 ± 5 lb/ft<sup>3</sup>. Tomando la densidad como 55, el espacio velocidad será de 0.1309 para el diseño UOP, de 0.1332 para el diseño simulado, y de 0.14519 gal/hr/lb cat. para la simulación del caso propuesto (1).

Se reviso además la posibilidad de usar solo dos reactores, empacando los 5 lechos, esto es con una altura de lecho de 7.619 metros, lo cual daría un volumen total de catalizador de 97.2 m<sup>3</sup> (caso propuesto 2).

En este caso los resultados son menos favorables ya que la altura total del catalizador (más grande), provocaría una mayor caída de presión, lo cual trae como consecuencia un incremento de temperatura hasta un nivel inaceptable (230.66 °C), y el incremento en la producción de cumeno es mínimo.

Aún cuando en la práctica no es factible, se simuló el caso de usar solo dos reactores, incrementando el diámetro y reduciendo la altura total del lecho para reducir la AP total, observándose una disminución en la temperatura de salida (223.5 °C). Todo apunta al hecho de que para este proceso lo mejor sería tener solo dos reactores. Sin embargo considerando que la planta de tetrámero cuenta con cuatro reactores, lo mejor será utilizar 3 en operación y uno de relevo, ya que de este manera se trabajaría a temperaturas más bajas, se mejoraría la vida del catalizador y se reduciría la formación de aromáticos pesados.

Tando en el diseño de UOP como en los dos casos analizados, no se considera el uso de enfriamiento entre camas, por lo que las bombas de propano de enfriamiento GA-107/R (una impulsada por motor eléctrico y la otra por turbina) quedarían fuera de servicio.

También existe la posibilidad de usar los 3 reactores y emplear enfriamiento entre camas. Esto por si solo puede ser motivo de otra tesis en la cual utilizando las técnicas de optimización mencionadas en el Capitulo II se determinaría cuál sería la configuración más apropiada. La función objetivo en este caso debería contener algunos parámetros como : tiempo de corrida (vida del catalizador), relación propano:propileno, rendimiento de cumeno/ton de propileno, índice de bromo deseado en el producto, temperatura de operación, flujo de propano de enfriamiento, etc.. Dentro de las restricciones se manejaría la localización fija de los puntos de inyección de propano (determinado por la altura de los lechos existentes), las recomendaciones de espacio velocidad, el intervalo de temperaturas permitido para el catalizador etc.

El resto de la simulación se hizo considerando la propuesta (ii), esto es, 3 reactores sin enfriamiento entre camas.

## TORRES DE DESTILACION

TORRE RECTIFICADORA DE EFLUENTES. -En las Figs. 5.1 a la 5.4 se presentan los perfiles correspondientes a ésta torre, para el caso diseño simulado y para el caso propuesto. La Fig. 5.1 es el perfil de temperaturas, la Fig. 5.2 el perfil de composiciones donde se ha graficado la fracción mol de cumeno y de benceno, por ser estos los que se encuentran en mayor cantidad. La Fig. 5.3 nos muestra los perfiles de flujos totales de líquido y de vapor, y la fig. 5.4 las condiciones de inundación de los platos.

Los resultados obtenidos para ésta torre, en los casos estudiados son los sig.:

	<u>DISEÑO VOP</u>	<u>DISEÑO SIMULADO</u>	<u>PROPUESTA</u>
<u>Alimentación:</u>			
Temperatura C	200.5	199.8	203.74
Presión psia	297.7	297.7	297.7
Flujo lbmol/hr	1115.10	1091.6	2172.82
Peso Molecular	75.0	75.135	74.7820
<u>Como:</u>			
Temperatura C	190.0	187.0	194.7
Presión psia	296.7	296.7	296.7
Flujo lbmol/hr	584.8	480.6	1174.44
Peso Molecular	66.3	64.4014	66.4426

Tabla 5.2 Resultados de la Simulación de la Columna Rectificadora de Efluentes

Tabla 5.2 Resultados de la Simulación de la  
Columna Rectificadora de Efluentes  
CONTINUACION

	<u>DISEÑO UOP</u>	<u>DISEÑO SIMULADO</u>	<u>PROPUESTA</u>
<u>Fondo:</u>			
Temperatura C	-	100.6	203.7
Presión psia	-	297.7	297.7
Flujo lbmol/hr	608.0	663.83	1128.60
Fracc. Mol Cumeno	0.18425	0.152431	0.176705
Fracc. Mol Benceno	0.72598	0.731055	0.730843
Peso Molecular	83.6	82.9512	83.5613
<u>Reflujo:</u>			
Temperatura C	43.33	44.77	44.81
Presión psia	296.7	296.7	296.7
Flujo lbmol/hr	77.7	81.8549	130.480
fracc. Mol Benceno	0.87644	0.851305	0.881502
Peso Molecular	76.9	76.2332	75.6773

Existen algunas diferencias en ésta torre entre los datos del diseño y los calculados en la simulación, las cuales en realidad pueden atribuirse a otros equipos del proceso. Por ejemplo, la alimentación a la torre es el 97.89 % de lo calculado en el diseño UOP, lo cual se atribuye a la operación de los reactores. En la simulación se obtiene 8.728 lbmol/hr más en la recuperación de cumeno en el fondo de la torre. la concentración del benceno recirculado como reflujo a la torre es 2.51 % menor.

Referente a la simulación del caso propuesto, por no existir esta torre se menciona como resultados las principales características que debe reunir la torre, además de las condiciones de operación señaladas en la tabla 5.2.

En la Fig. 5.1 se observa en el perfil de temperatura para el caso propuesto, que éste tiene una tendencia asintótica a un valor aprox. de 200 C.. Esto quiere decir que aún cuando se aumentara el número de platos no se tendrá una mayor recuperación

En la Fig. 5.2 se corrobora lo anterior, note que las fracciones mol de benceno y de cumeno tienen un comportamiento asintótico. En los perfiles de líquido se tiene un cambio importante en la pendiente en el fondo de la columna. Lo anterior se debe a que es en el fondo donde se tiene la alimentación a ésta torre, y además a la condición térmica de la alimentación (aprox. 0.49 y 0.57 es la fracción vaporizada en los casos diseño simulado y propuesto, respectivamente), pero sobre todo a que en el fondo de la torre la extracción es en fase líquida.

FIG. 5.1 RECTIFICADORA EFLUENTES

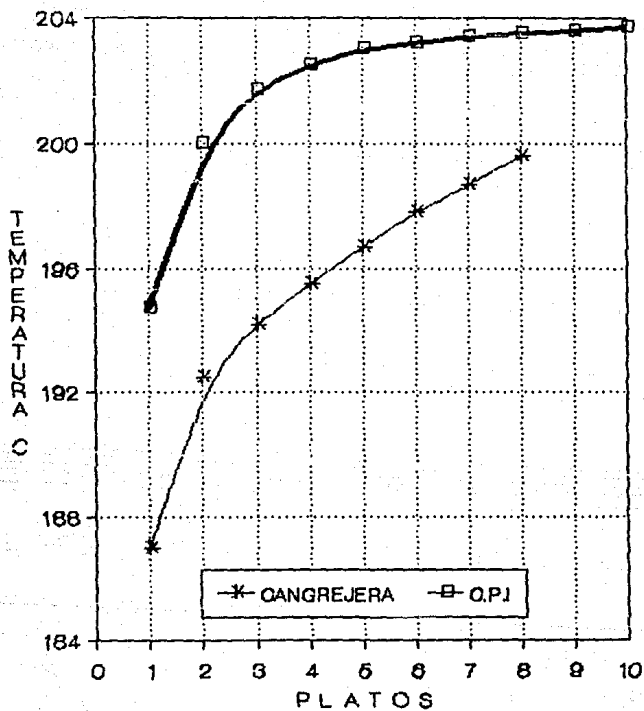
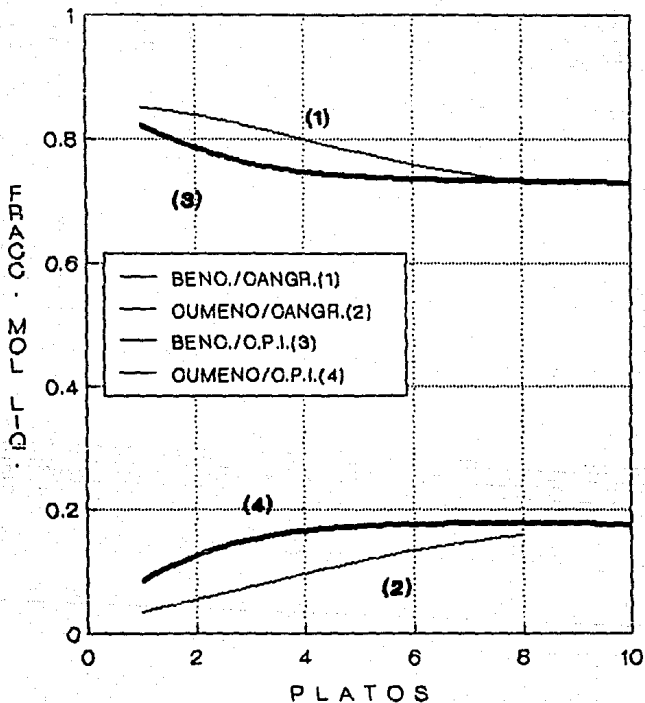




FIG. 5.2 RECTIFICADORA EFLUENTES



# FIG.5.3 RECTIFICADORA EFLUENTES

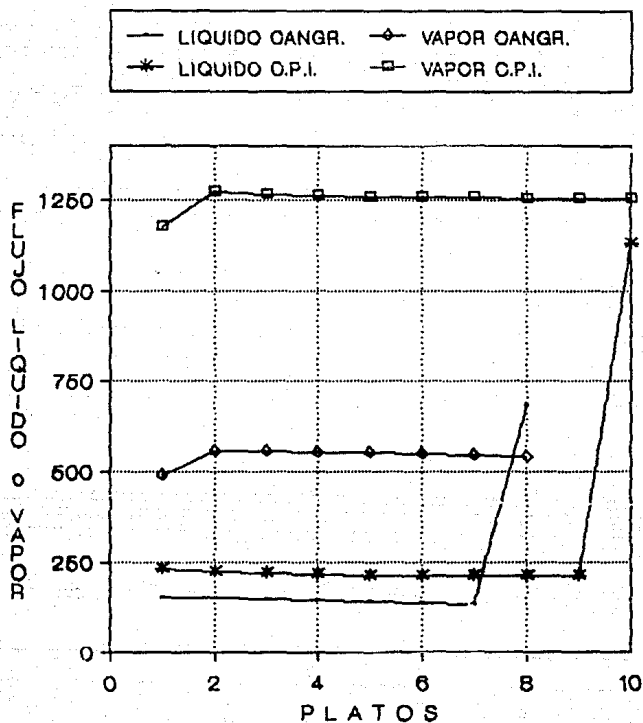
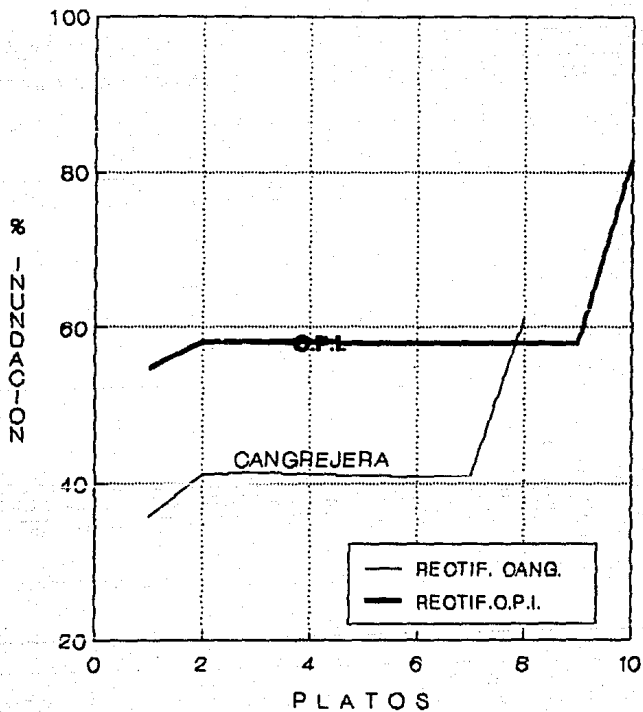


FIG 5.4 RECTIFICADORA EFLUENTES



El perfil de flujos mostrado en la Fig. 5.3, que es aproximadamente constante, se debe a que la alimentación a esta torre es por el fondo (solo tiene sección de enriquecimiento) y a que carece de condensador y de rehervidor.

Para evaluar el comportamiento de los platos, el simulador utiliza el procedimiento de calculo de Glitsch.

La Fig. 5.4 muestra las condiciones de inundación en que trabajarán los platos. En el caso diseño (Cangrejera) se observa una ligera pendiente ascendente en el fondo de la torre. Fisicamente esta torre tiene dos diámetros distintos: 1.0 m en la parte superior donde se localizan los platos, y 1.7 en el fondo, en donde se tiene un casco (sin platos) de 8.9 m de longitud. En la misma fig. 5.4 el trazo para el caso propuesto presenta un perfil idéntico al obtenido para el caso diseño. El desplazamiento entre las gráficas se debe a que se supone un diámetro de 4 ft aprovechando que la torre en el caso de la Cangrejera no está "muy inundada", con lo cual la torre del caso propuesto trabajara con una inundación de cerca del 60 %.

La presión de diseño para esta torre será de 22.2 kg/cm<sup>2</sup> y la temperatura de 233 C.

COLUMNA DESPROPANIZADORA.—De los equipos de separación, tal vez sea este equipo el de mayor similitud entre el proceso de polimerización y el de cumeno, por lo que toca a sus condiciones de operación y función. Aún así, existen algunas diferencias en su diseño mecánico como se señalo en el capítulo IV en donde se hizo una comparación de las torres despropanizadoras existentes.

Los resultados obtenidos en la simulación de este equipo se resumen en la Tabla 5.3

	<u>DISEÑO UOP</u>	<u>DISEÑO SIMULADO</u>	<u>PROPUESTA</u>
<u>Alimentación Corriente Pnal.</u>			
Temperatura C	126.7	126.7	126.7
Presión psia	290.7	290.7	290.7
Flujo lbmol/hr	584.80	480.0	1174.44
Peso Molecular	66.3	64.4015	66.4426
Fracc. Vaporizada	---	27.973 %	18.987 %
<u>Alimentación Benceno Fresco:</u>			
Temperatura C	37.8	38.5	38.5
Presión psia	---	279.7	279.7
Flujo lbmol/hr	98.40	98.4	106.62
Peso Molecular	78.1	78.0510	78.1069

Tabla 5.3 Resultados Simulación Torre Despropanizadora

Tabla 5.3 Resultados Simulación Torre Despropanizadora  
CONTINUACIÓN

	<u>DISEÑO UOP</u>	<u>DISEÑO SIMULADO</u>	<u>PROPUESTA</u>
<u>Domo:</u>			
Temperatura C	47.2	54.2	54.1
Presión psia	279.7	279.7	279.7
Peso Molecular	41.7	43.68	43.67
Ligeros a Gas Comb.	3.384 lbmol/hr	2.1539	3.434
Agua decantada	1.4 lbmol/hr	1.588	2.2329
Propano a quemador	2.3	2.007	3.3378
Temp. Reflujo, C	37.8	37.8	37.8
<u>Fondo:</u>			
Temperatura C	115.0	112.3	117.9
Presión psia	284.9	285.6	285.6
Flujo lbmol/hr	578.40	584.200	1364.4
Fracc. Mol Propano	0.3181	0.340999	0.311649
Fracc. Mol Benceno	0.83767	0.643687	0.882862
Peso Molecular	68.2	66.9029	68.2768

En las Figs. 5.5 a la 5.8 se presentan los perfiles resultantes de la simulación de esta torre. La Fig. 5.5 corresponde al perfil de temperaturas, la Fig. 5.6 al perfil de composiciones, en este caso de benceno y de propano. La Fig. 5.7 representa los perfiles de flujos totales de vapor y líquido. Finalmente, la Fig. 5.8 muestra las condiciones de inundación de este equipo.

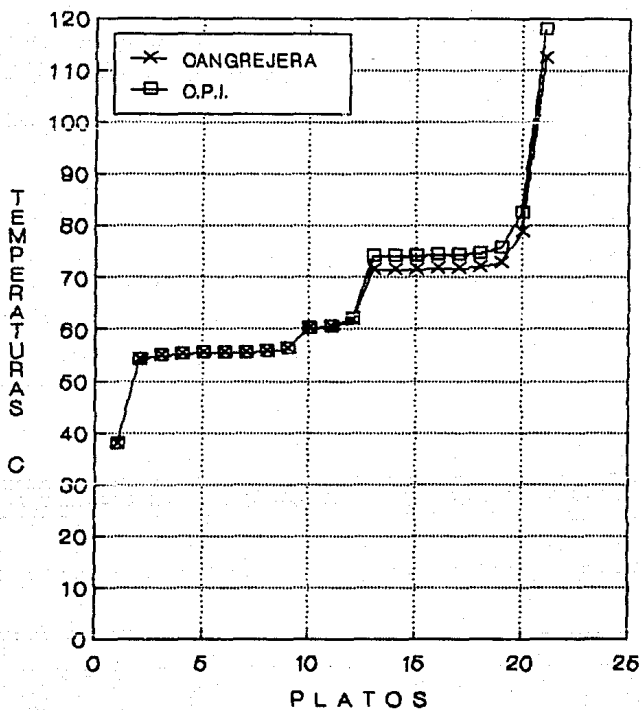
Los perfiles de temperatura para esta torre son idénticos, cuando ~~no~~ están un poco defasados, en la zona de agotamiento, lo cual se debe a que en el caso de la Cangrejera se tiene un intercambiador integrado en el fondo de la torre, mientras que en el caso propuesto, se utilizará un rehervidor (un plato más).

Se aprecian dos cambios de pendiente correspondientes a la alimentación de benceno y de la carga principal, asimismo, en el último plato (rehervidor) hay un cambio drástico de temperatura, el cual puede ser atribuible a un aumento en la concentración del cumeno en la fase líquida, se tiene además el cambio de pendiente correspondiente al condensador subenfriador.

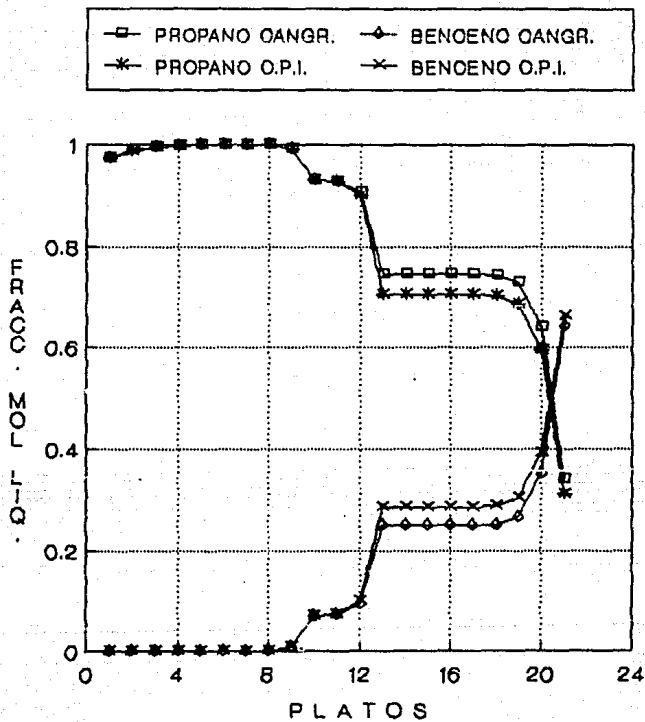
Los perfiles de composición presentan también una muy buena correspondencia. Se aprecia claramente el enriquecimiento del propano en la parte superior de la torre, y del benceno en el fondo de la misma. La localización de los platos de alimentación también se hace evidente en estos perfiles (Fig. 5.6). La concentración de propano alcanza un máximo en el plato No. 8.

Por lo que toca a la fig. 5.7 debemos señalar lo siguiente: los flujos de vapor y de líquido para el caso propuesto "doblan"

FIG. 5.5 TORRE DESPROPANIZADORA



**FIG.5.6 TORRE DESPROPANIZADORA**



# FIG.5.7 TORRE DESPROPANIZADORA

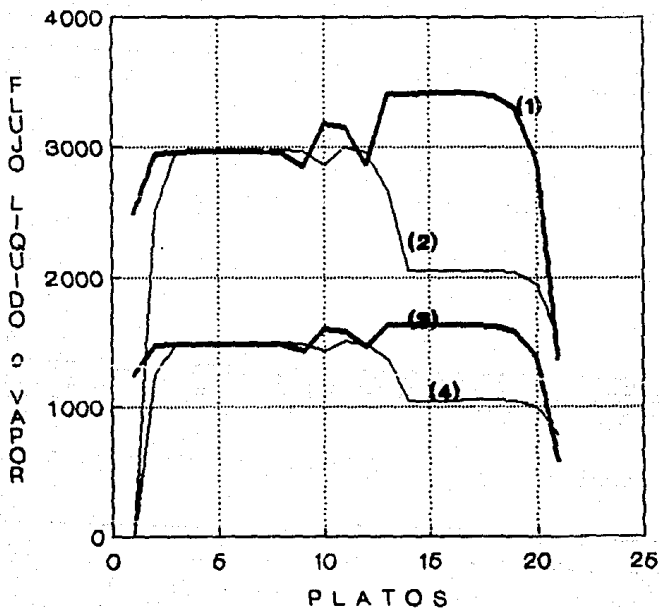
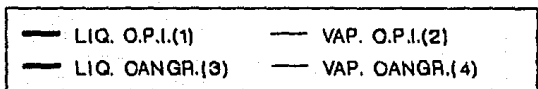
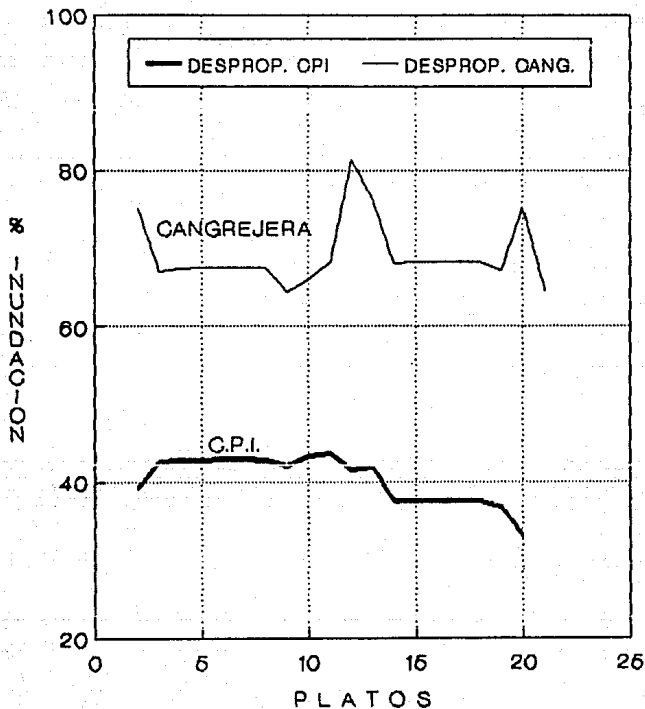




FIG.5.8 TORRE DESPROPANIZADORA



a los calculados en la simulación del caso diseño en concordancia con la capacidad propuesta para la planta. En éstos perfiles se pueden distinguir 3 zonas: una zona prácticamente equimolar líquido-vapor que abarca del plato de alimentación de benceno hacia el domo de la torre y que es casi constante; una zona "caótica" localizada entre los dos platos de alimentación en donde hay cruces en los flujos de líquido y de vapor y una tercer zona, de flujo constante, en la cual el flujo de líquido aumenta notablemente y el de vapor disminuye. La tercer zona se localiza del plato de alimentación de carga principal hacia el fondo de la torre. La disminución del el flujo total (vapor + líquido) en ésta última zona, sugiere que el diámetro de ésta columna podría ser menor en ésta parte de la torre. (recordar que en el caso de la planta de la Cangrejera el diámetro mayor en el fondo de la torre obedece a que tiene integrado el intercambiador de calor, y de hecho los platos se localizan en un solo diámetro). Las curvas 2 y 4 de la Fig. 5.7 tienen además un cambio de pendiente drástico del plato 1 al 2 debido al condensador parcial (eliminación de compuestos ligeros)

El análisis de la Fig. 5.8 muestra nuevamente la idea de poder usar dos diámetros distintos en la torre, sin embargo como la diferencia en el porcentaje de inundación es pequeña, resulta más práctico usar un solo diámetro.

El hecho de que en el caso propuesto el % de inundación sea bajo (alrededor del 40%), sugiere que ésta torre está sobrada en cuanto a la capacidad manejada. En el caso de la planta de tetrámero, la planta se diseño para dos casos (alta y baja concentración de propileno). Por esta razón el diámetro excesivo en la columna despropanizadora. Aprovechando ésta circunstancia, la planta de cumeno propuesta tendrá la flexibilidad de poder manejar distintas concentraciones de carga de propileno (por lo que toca a ésta torre, aunque desde luego se tendría que hacer la simulación correspondiente para verificar el correcto funcionamiento del resto del equipo en las nuevas condiciones).

El perfil de % de inundación del caso diseño es un poco más complicado. En este caso se trazo los porcentajes de inundación calculados con distintos diámetros (entre 3 y 4.5 ft). Lo anterior se hizo, porque al utilizar el diámetro real de la columna señalado en el plano Q-106-43-01 EM-604 Rev. 7, y que es de 900 mm, los porcentajes calculados de inundación resultan mayores al 100%.

COLUMNA DE RECUPERACION DE BENCENO - En las Figs. 5.9 a la 5.12 se presentan los perfiles correspondientes a ésta torre, para el caso diseño simulado y para el caso propuesto. La Fig. 5.9 es el perfil de temperaturas, la Fig. 5.10 el perfil de composiciones donde se ha graficado la fracción mol de cumeno y de benceno, por ser éstos los que se encuentran en mayor cantidad. La Fig. 5.11 nos muestra los perfiles de flujos totales de líquido y de vapor, y la fig. 5.12 las condiciones de inundación de los platos.

Esta torre juega un papel muy importante en la operación de la planta puesto que cualquier cantidad de benceno que no logre recuperar ira directamente a la torro de producto final provocando perdidas de ésta materia prima y reduciendo el rendimiento del proceso (ton cumeno/ton benceno). Por otra parte, debe separar el cumeno y aromáticos más pesados a fin de mantener la concentración de recirculación en un nivel aceptable. Un exceso de cumeno en la corriente recirculada afectará directamente la eficiencia de la reacción en los convertidores.

Los resultados obtenidos en la simulación de este equipo se reúnen en la Tabla 5.4

	<u>DISEÑO UOP</u>	<u>DISEÑO SIMULADO</u>	<u>PROPUESTA</u>
<u>Alimentación</u>			
Temperatura C	130.5	129.16	131.25
Presión psia	46.7	46.7	46.7
Flujo lbmol/hr	606.11	663.505	1128.33
Flujo Agua lbmol/hr	---	0.3309	0.4082
Peso Molecular	83.6	82.9473	83.5874
Fracc. Vaporizada	---	52.201 %	53.551 %
<u>Domo:</u>			
Temperatura C	121.1	124.5	121.0
Presión psia	44.7	44.7	44.7
Peso Molecular	78.4	78.34	78.68
Temp. Reflujo C	43.3	43.3	43.3
Benceno a almto.	2.0 lbmol/hr	1.9543	3.2252
Flujo de Recirc.	506.67 lbmol/hr	497.739	621.433
<u>Fondo:</u>			
Temperatura C	210.5	209.7	205.5
Presión psia	50.7	50.7	50.7
Flujo lbmol/hr	98.40	98.155	102.81
Fracc. Mol Cumeno	0.9626	0.949307	0.9582
Peso Molecular	122.0	122.023	121.791

Tabla 5.4 Resultados Simulación Torre  
Recirculación de Benceno

Existe una gran correspondencia en los perfiles de temperatura del caso diseño simulado y del caso propuesto (Fig. 5.9). en los extremos de la torre, y en la parte central se tiene el mismo perfil de temperaturas, solo que están defasados. Lo anterior se debe a que en el caso propuesto se ha modificado considerablemente la relación de reflujo, para compensar el menor número de platos que dispone la torre de polímero ligero respecto

a la de recirculación de benceno.

Se tienen dos cambios de pendiente importantes, el primero corresponde al efecto del condensador total y el segundo que determina la localización del plato de alimentación a ésta torre.

Es importante notar que la zona de agotamiento del caso diseño simulado tiene una pendiente muy pequeña (se requiere una gran cantidad de platos para lograr un pequeño incremento en la concentración del producto del fondo) de hecho la concentración lograda con 52 platos (caso diseño simulado) es comparable con la lograda con solo 34 platos en el caso propuesto.

La forma del perfil de composiciones (Fig. 5.10) tiene la siguiente interpretación: El benceno no se encuentra en la zona de agotamiento (sobre todo del plato 20 hacia abajo en el caso diseño y del 18 hacia abajo en el caso propuesto). Existe una zona en donde no hay cambio significativo en la concentración del cumeno y del benceno (localizada entre los platos 6 al 13 aprox.)

El mayor enriquecimiento, tanto de benceno como de cumeno ocurre en los primeros 6 platos y unos 4 ó 5 platos abajo del plato de alimentación.

Es importante observar que el perfil de fracc. mol de la fase liq. del cumeno presenta un máximo. En la simulación del caso diseño, esto ocurre en el plato 48 donde se alcanza una fracc. mol de 0.981657 vs 0.949307 en el fondo (plato 52). En el caso propuesto, el máximo ocurre en el plato 27 con una fracc. mol de la fase líquida de 0.990175 vs 0.958209 en el fondo (plato 34). De éstos resultados se puede sugerir modificar el proceso, de tal manera que la alimentación a la columna de producto final no provenga del fondo de la torre de recirculación de benceno sino de una extracción lateral (plato 48 ó 27 según sea el caso) con lo cual se podría incrementar la pureza del producto obtenido. Un "pequeño flujo" de fondo de la columna de recirculación sería enviado a algún plato localizado en la zona de agotamiento de la torre de producto final, o en su caso directamente al enfriador de fondos de isómeros pesados.

La recomendación de diseño de tener al menos una concentración del 90.0 % en la recirculación de benceno, no es posible alcanzarla con la torre disponible.

La localización del punto de alimentación en el plato 13 se decidió, simplemente por aprovechar el existente en la columna de Polímero Ligero (justo en el punto donde ocurre el cambio de diámetros en la columna). Sin embargo, para tratar de mejorar más la concentración del benceno en la recirculación y acercarse más al 90 % citado, se podría probar modificando la localización del plato de tal manera de aumentar el número de platos de la zona de enriquecimiento, por decir algo, se podría localizar en el plato 16 tal como lo tiene el caso diseño.

Con la mayor concentración de benceno en la corriente de recirculación se podría esperar que los reactores trabajarán "un poco más fríos" mejorando con ello la vida del catalizador.

A pesar de la importancia de este equipo, es esta torre una de las que tiene las diferencias más significativas entre la existente en la Planta la Cangrejera y la torre de Polímero Ligero disponible en la Planta de San Martín.

La torre de la Cangrejera tiene muchos más platos, mientras que la de San Martín tiene dos diámetros y muy sobrados. La alternativa obligada en este caso es simular la torre propuesta con una relación de reflujo más grande con la idea de mejorar la separación del benceno y del cumeno y de aumentar los flujos de líquido y vapor en los distintos platos, para mejorar sus condiciones de inundación. Lo anterior viene inevitablemente acompañado de un incremento en las cargas térmicas del condensador (de -21.188 MBTU/hr a -27.237 MBTU/hr) y del rehervidor (de 11.239 MBTU/hr a 17.200 MBTU/hr) cuando se aumenta la relación de reflujo de 0.37 a 0.80. La mayoría en la eficiencia de separación no es muy significativa, ya que solo se logra incrementar la fracc. mol del benceno de recirculación de 0.876878 a 0.881502 y la fracc. mol del cumeno en el fondo de la torre de 0.666884 a 0.66821, pero el efecto más importante es que se logra incrementar significativamente los flujos de vapor y de líquido a lo largo de los platos de la columna (Fig. 5.11.a).

La decisión de cual relación de reflujo utilizar depende del área disponible en condensador y rehervidor y de los servicios de calentamiento/enfriamiento, capacidad de bombeo, capacidad del tanque de reflujo etc..

Desde luego, la más económica es la que utiliza una menor relación de reflujo. La óptima es la que combina un menor costo de servicios y mayor estabilidad operativa de la torre. Se recomienda la alternativa de usar una relación de reflujo de 0.8.

En las Figs. 5.11 y 5.11.a, los números de la gráficas corresponden a lo sig:

- 1 = Perfil de Líquido Caso Propuesto, con R/D de 0.8
- 2 = Perfil de Vapor Caso Propuesto, con R/D de 0.8
- 3 = Perfil de Líquido Caso Diseño, con R/D de 0.37
- 4 = Perfil de Vapor Caso Diseño, con R/D de 0.37
- 5 = Perfil de Líquido Caso Propuesto, con R/D de 0.37
- 6 = Perfil de Vapor Caso Propuesto, con R/D de 0.37

La interpretación de las curvas de la Fig. 5.11 es muy sencilla. En todas las curvas se puede distinguir dos zonas. La curva (3) presenta dos cambios de pendiente importantes, uno que determina el plato de alimentación y el otro la extracción en

fase líquida en el fondo de la torre. La curva (4) tiene también dos cambios de pendiente, una que determina el plato de alimentación (recordar la condición térmica de la alimentación), y otro que determina la presencia del condensador total. Una explicación análoga se da a las curvas (5) y (6) de la Fig. 5.11. y a las curvas (1) y (2) de la Fig. 5.11.a.

En la fig. 5.12 se muestra el comportamiento de los platos. El primer trazo (1) diseño simulado, muestra que los platos tienen una zona aprox. constante de 75 % de inundación en la zona de enriquecimiento y otra con una ligera pendiente decreciente y que corresponde a la zona de agotamiento. Se tiene una variación drástica en el plato de alimentación y en el superior a éste, con un incremento y un descenso inmediato en el % de inundación.

En el caso propuesto, como la torre tiene dos diámetros distintos, se hace más evidente las dos zonas. La zona de enriquecimiento con un diámetro de 10.5 ft apenas alcanza una inundación de aprox. 28 %, mientras que la zona de agotamiento con un diámetro de 8.5 ft. logra un 45 % de inundación. También se tiene un cambio importante en las condiciones de inundación debido al flujo de alimentación a la torre. En la fig. se muestra el caso de operar la torre con una relación de reflujo de 0.8. Para una relación de reflujo de 0.37, los % de inundación son de menos del 20 % (No se muestran en la fig 5.12).

El agua está presente en la alimentación a ésta columna a pesar de tener un tanque flash antes de la torre. En el proceso de la Cangrejera se tiene un acumulador de reflujo con una bota para separar el agua decantada, a pesar de lo cual en el balance de materia no se indica el dato de agua purgada. En el caso propuesto se simuló esta torre usando tanto el módulo TOWER como un módulo CRUD para calcular el agua decantada, sin embargo los resultados indican que aun cuando el agua está presente en el acumulador de reflujo, es tan pequeña la cantidad que no se separa.

En el caso de la Planta de San Martín, el acumulador FA-107 que se utilizaría para el servicio anterior, no cuenta con esta bota. Aun cuando no se puede eliminar el agua en forma continua, es conveniente tener la bota de separación para que mediante purgas intermitentes se elimine el agua arrastrada.

COLUMNA DE PRODUCTO FINAL. - En las Figs. 5.13 a la 5.16 se presentan los perfiles correspondientes a esta torre, para el caso diseño simulado y para el caso propuesto. La Fig. 5.13 es el perfil de temperaturas, la Fig. 5.14 el perfil de composiciones donde se ha trazado la fracción mol del producto (cumeno). La Fig. 5.15 nos muestra los perfiles de flujos totales de líquido y de vapor y la Fig. 5.16 las condiciones de inundación de los platos.

FIG.5.9 TORRE RECIRCULACION BENCENO

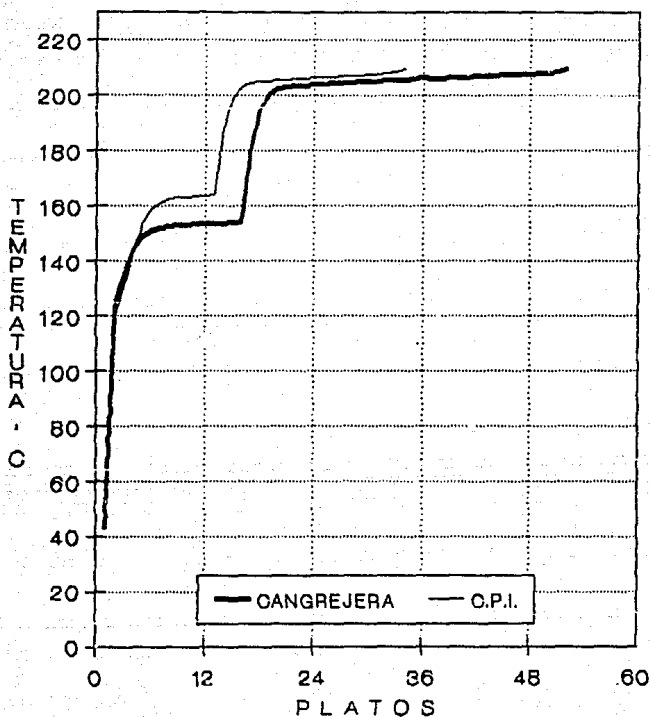
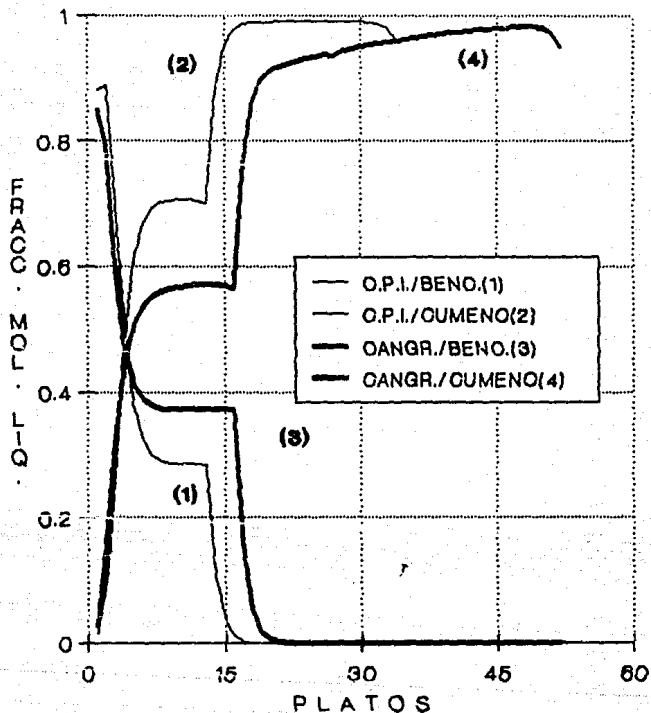
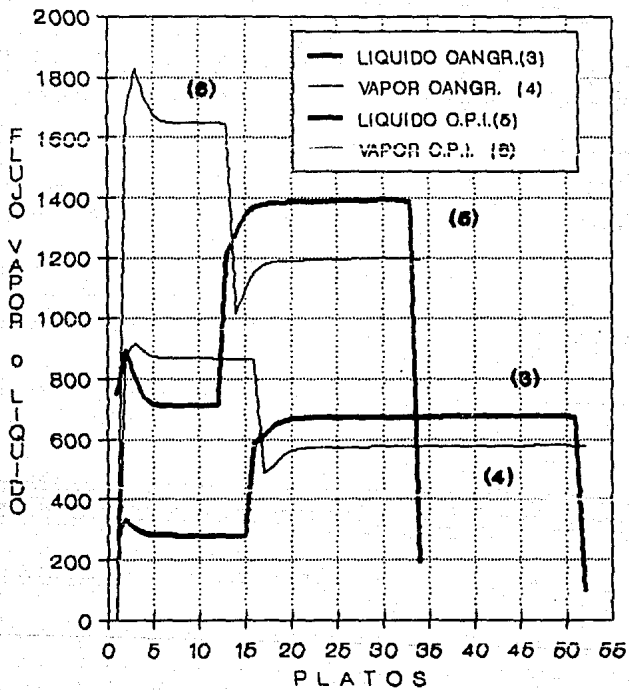


FIG.5.10 TORRE RECIRCULACION BENCENO

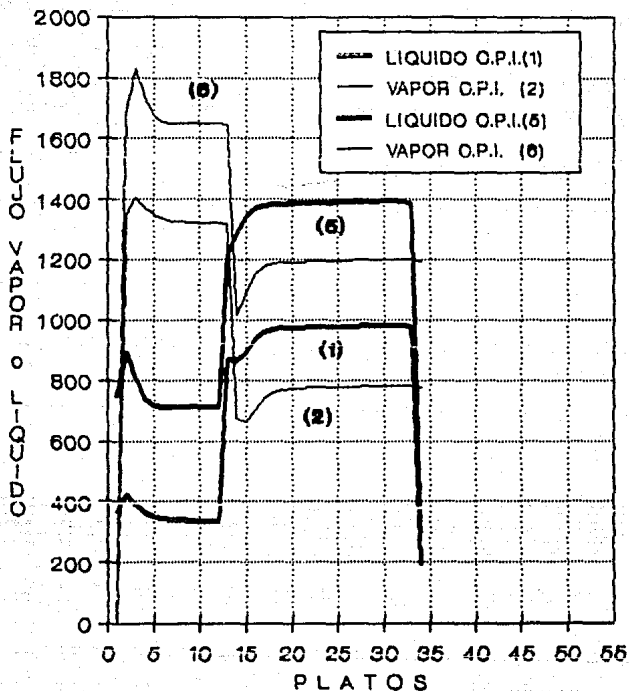




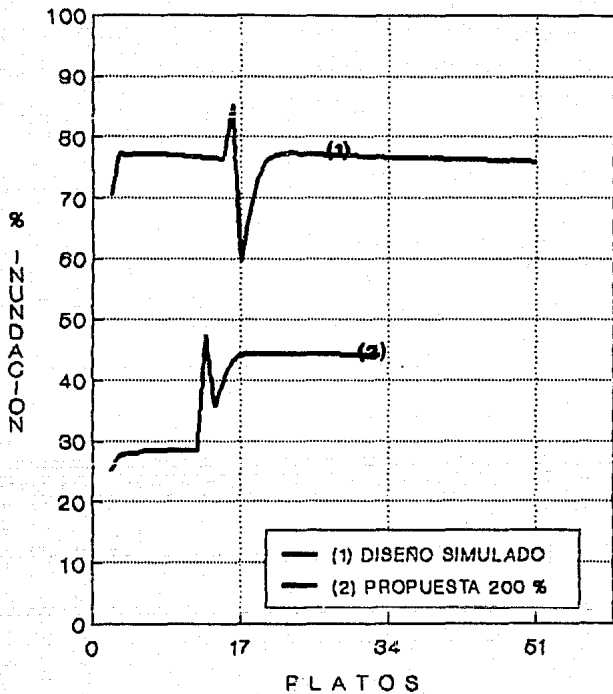
**FIG.5.11 TORRE RECIRCULACION BENCENO**



**FIG.5.11a TORRE RECIRCULACION BENCENO**



**FIG.5.12 TORRE RECIRCULACION BENCENO**



Los resultados obtenidos en la simulación de la columna de producto final se muestran en la Tabla 5.5.

	<u>DISEÑO UOP</u>	<u>DISEÑO SIMULADO</u>	<u>PROPUESTA</u>
<u>Alimentación</u>			
Temperatura C	181.1	180.87	180.7
Presión psia	27.7	27.7	27.7
Flujo lbmol/hr	96.4	98.1553	192.810
Peso Molecular	122.0	122.023	121.791
Fracc. Vaporizada	---	23.77 %	23.6790%
<u>Como:</u>			
Temperatura C	173.9	173.9	174.0
Presión psia	24.7	24.7	24.7
Peso Molecular	120.2	120.264	120.193
Temp. Reflujo C	43.3	43.3	43.3
Destilado lbmol/hr	0.0	1.006	0.55972
<u>EXTRACCION LATERAL</u>			
Temperatura C	---	174.6	175.5
Presión psia	---	25.01	25.51
Peso Molecular	120.2	120.247	120.224
Flujo lbmol/hr	92.6	93.0001	184.994
Plato localización	6	6	7
Fracc. Mol Cumeno	1.0	0.991253	0.9956
<u>Fondo:</u>			
Temperatura C	238.3	241.2	240.4
Presión psia	----	29.7	29.7
Flujo lbmol/hr	3.80	4.1494	7.2570
Fracc. Mol Cumeno	0.0020	0.3302-14	0.001000
Peso Molecular	167.4	162.27	161.874

Tabla 5.5 Resultados Simulación Torre de Cumeno. -

Una inspección de la tabla anterior indica en general una buena correspondencia entre los datos del diseño UOP y los obtenidos en el diseño simulado, asimismo, los datos obtenidos para el caso propuesto son comparativamente adecuados.

Algunas variaciones son por ejemplo el hecho que UOP indique una pureza del 100 % en el producto obtenido, lo cual no es posible por tener un condensador total y operar la torre a reflujo total (no hay forma de eliminar algunos compuestos presentes en pequeñas cantidades como el Etil-Benceno, N-Propil-Benceno, Tert-Butilbenceno, Sec-Butil-Benceno, 1-Noneno, y trazas de algunos otros como el Benceno, el 1-Hexeno, e incluso Meta y

Para-diisopropilbenceno). El perfil de los distintos contaminantes posibles a lo largo de la torre indica que aprox. entre los platos 4 y 6 se tiene la menor concentración de la suma de ellos, lo cual justifica la extracción del producto de una corriente lateral y no del acumulador de reflujo (caso diseño).

En el caso propuesto, se fijó la extracción del cumeno del plato No. 7, sin embargo, el perfil de fracc. mol de la fase líquida para el cumeno, indica que la máxima concentración de cumeno se obtiene del acumulador de reflujo (1er plato), en donde se alcanza una pureza del 99.8344 (contra 99.5000 del plato 7). Esto se debe al número de platos existentes entre el plato de alimentación y el de extracción que en el caso diseño simulado es de 20 mientras que en el caso propuesto es de 19, de ahí que la máxima concentración del producto se desplace al acumulador de reflujo.

La circunstancia anterior sugiere modificar el caso propuesto de tal manera que no se tuviera que adicionar un enfriador de producto, bomba y controlador de flujo, sino que se aprovecharía el área excedente del EA-107 y se utilizaría las bombas de tetrámero GA-111/R y la LIC-113.

Al hacer una simulación de ésta torre utilizando un condensador parcial, en lugar de uno total con subenfriamiento como en el caso diseño, se obtiene una pureza del producto en la corriente lateral del 98.413 (caso diseño).

En el sistema de reacciones químicas considerado en la simulación no se incluyó las reacciones de formación del 2 metil-2 fenil-pentano ni del tri-isopropil benceno, siendo este último el causante de la desviación en los resultados obtenidos para el peso molecular del fondo de la torre de cumeno (167.4 vs. 182.3).

Siendo el peso molecular del tri-isopropil benceno de 204 lb/lbmol, la cantidad presente de este compuesto debe ser de aproximadamente 0.49 lbmol/hr en el caso diseño simulado, y de 0.87 lbmol/hr en la simulación del caso propuesto. Estas cantidades son pequeñas y no justifican el aumento en el orden de las matrices resultantes para el cálculo de los equipos de separación.

El Balance de UOP indica pérdidas de cumeno en el fondo de la torre equivalentes al 5 % del flujo de fondo, en el caso diseño simulado no se obtienen dichas pérdidas, mientras que en el caso propuesto, es de solo el 0.1028 %.

En la Tabla 5.6 se indican las temperaturas de ebullición normal (a 14.69 psia) de los distintos contaminantes, en °C.

Una interpretación de estos datos nos muestra que es posible modificar la operación de la columna de producto final. Si la temperatura del reflujo fuera de 148 °C ó su equivalente a 10

Benceno	80.15
Hexeno	63.45
Etil Benceno	136.15
N-Propil Benceno	159.25
Iso-Propil Benceno	152.45
Sec Butil Benceno	173.33
Tert Butil Benceno	189.15
Noneno	146.85

Tabla 5.6 TBP De Diversos Contaminantes

psig), en lugar de los 64 °C fijados, sería posible mediante un condensador parcial eliminar algunos compuestos como el benceno, el hexeno, el etil benceno y el noneno, lo cual permitiría obtener en la extracción lateral un producto de mejor calidad, además de que al utilizar un reflujo caliente, los requerimientos de servicios de calentamiento y enfriamiento en el condensador y en el rehervidor podrían ser reducidos. También es posible que se obtuviera un ahorro adicional al reducir ó eliminar el uso de nitrógeno en el acumulador de reflujo para control de la presión.

Los flujos de destilado obtenidos en los casos simulados, indican que es posible aumentar más la extracción de la corriente lateral, pero ello puede disminuir la pureza del producto obtenido. En todo caso esto puede considerarse como pérdidas.

La interpretación de los distintos perfiles obtenidos para esta columna es la siguiente: La Fig. 5.13 muestra 3 cambios de pendiente importantes para el diseño simulado. El primero se debe a la presencia del condensador. La segunda que se localiza entre los platos 25 y 35 aprox. y que no tiene una explicación muy lógica, pero que puede ser consecuencia de la extracción lateral y la tercera que es debida a la localización del plato de alimentación.

Se tiene en el caso del diseño simulado una pendiente ligera que van del plato 36 al 67 lo cual se puede interpretar como una separación relativa de los isómeros del di-isopropilbenceno, los cuales finalmente salen juntos por el fondo.

El trazo correspondiente a la simulación del caso propuesto, tiene sólo dos cambios importantes en la pendiente, el primero debido al condensador y el segundo a la localización del plato de alimentación.

Como la torre disponible en la planta de polimerización tiene sólo 34 platos (incluidos condensador y rehervidor), la zona de agotamiento se redujo al mínimo por lo que no se tiene la separación de los isómeros pesados.

En cuanto al perfil de composiciones (fracc. mol cumeno), la curva presenta un máximo, el cual corresponde al plato de

FIG.5.13 TORRE DE PRODUCTO FINAL

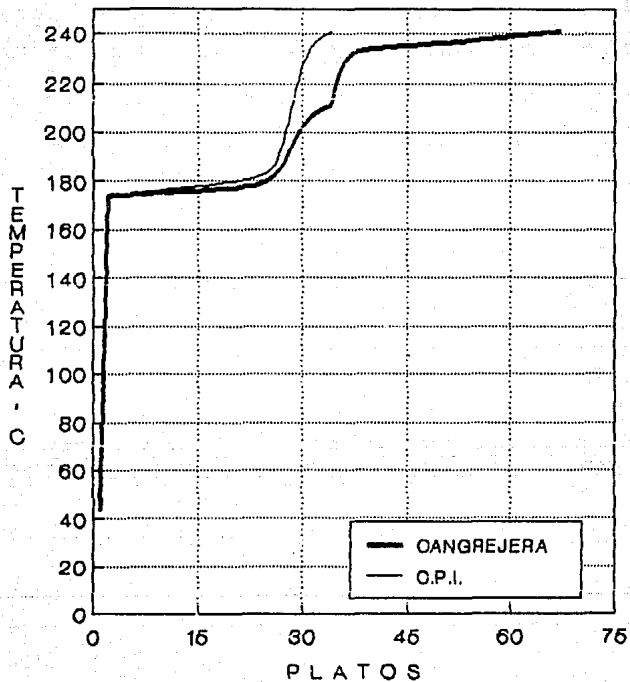
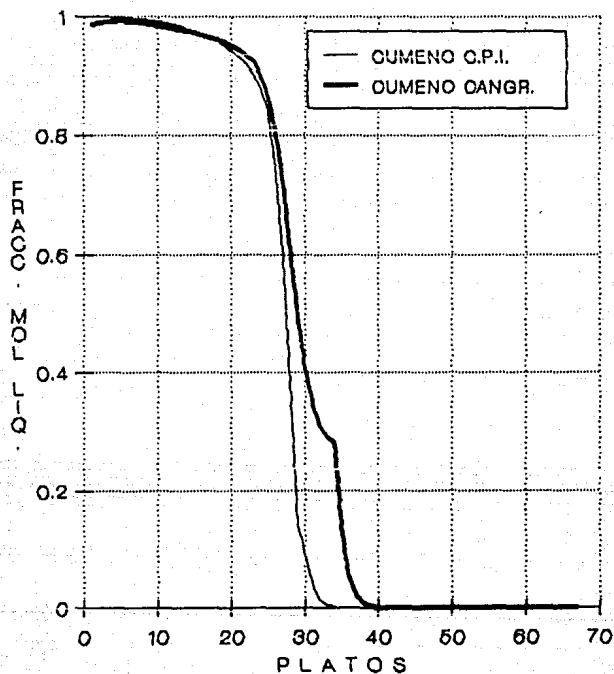


FIG.5.14 TORRE DE PRODUCTO FINAL





**FIG.5.15 TORRE DE PRODUCTO FINAL**

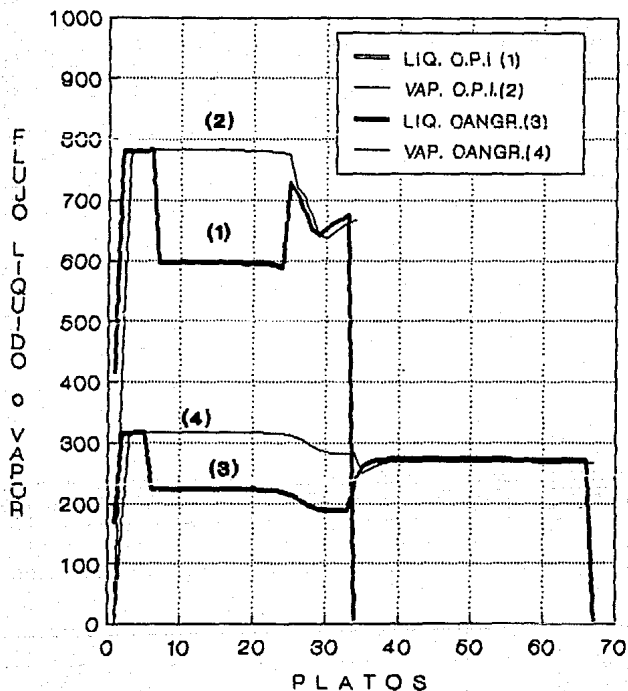
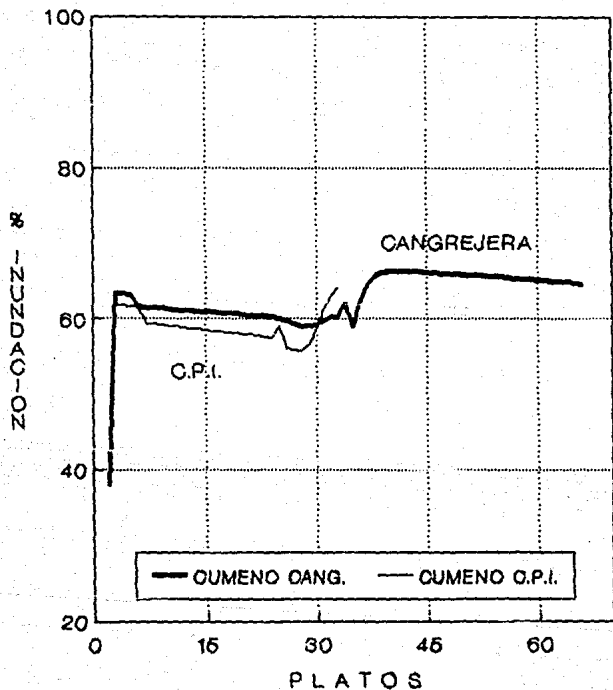


FIG. 5.16 TORRE PRODUCTO FINAL



extracción lateral, así como un cambio drástico en la pendiente debido a la localización del plato de alimentación. En el caso propuesto, este cambio de pendiente drástico no se presenta (Fig. 5.14).

La Fig. 5.15 muestra los cambios de pendiente correspondientes a la operación a reflujo total, extracción lateral de líquido plato de alimentación y extracción de líquido en el fondo (curvas 1 y 3). Las curvas 2 y 4 indican el condensador total y la localización del plato de alimentación.

Finalmente, la Figura 5.16 muestra las condiciones de inundación de la torre en los casos estudiados. Los resultados obtenidos indican que el diámetro de la torre disponible es adecuado para la carga propuesta de 200%. En esta gráfica se distinguen también los cambios de pendiente debidos a la extracción lateral y al plato de alimentación.

En la Fig. 5.17 se muestran los perfiles de los principales contaminantes de la torre de cumeno. En general se debe buscar que la suma de ellos sea mínima en el plato de extracción de producto. Es importante notar además, que conforme se varíe el plato de extracción no solo cambiará la pureza del producto, sino que se modificará las cantidades relativas de los contaminantes. Así por ejemplo, la cantidad de nonenos presentes aumentará conforme el plato de extracción se "acerque" al domo de la torre, mientras que la de sec-butil-benceno, n-propil-benceno y ter-butil-benceno disminuirán.

Los contaminantes mostrados presentan un máximo, excepto en el caso del 1-noneno.

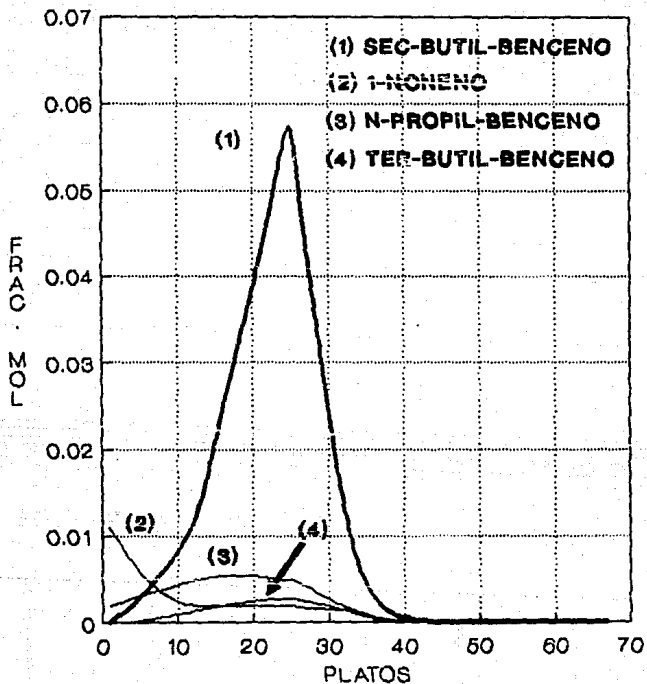
Lo anterior es importante, porque en la práctica, dependiendo de la cantidad de contaminantes producidos, ya sea por el estado físico del catalizador, ó por las características de la carga utilizada, ó incluso por las condiciones de operación de los reactores, se puede tener varias opciones para la localización del plato de extracción, con el propósito de lograr siempre la mayor pureza posible.

## INTERCAMBIADORES DE CALOR

Los resultados obtenidos en la simulación de los diferentes intercambiadores de calor, en los dos casos estudiados se resumen en la Tabla 5.7

Se observa una muy buena aproximación entre los resultados obtenidos en el caso diseño simulado y los reportados por UOP, en la mayoría de los equipos. La mayor desviación se presenta en el equipo 600-E2, pero el valor más bajo obtenido se debe a que la temperatura de salida de los reactores en el caso diseño simulado fue más alta que en el diseño UOP.

**FIG.5.17 PERFIL DE CONTAMINANTES  
TORRE PRODUCTO FINAL (CASO DISEÑO)**



<u>ITEM</u>	<u>DISENO UOP</u>	<u>DISENO SIMULADO</u>	<u>PROPUESTA</u>
600-E1-A/B	5.30	5.420	6.5952
600-E2	5.94	4.641	12.6558
600-E3	6.84	6.850	14.302
600-E4	-7.65	-7.649	-15.299
600-E5	7.17	8.3048	17.260
600-E6	-12.66	-14.436	-27.237
600-E7	4.49	4.4836	11.256
600-E8	-4.88	-4.880	-11.999
600-E9	-1.25	-1.2410	-2.519
600-E10	-0.12	-0.1229	-0.2134
Total Enfnto.	-26.56	-28.3289	-57.2674
Total Calent	23.80	25.058	49.413

Tabla 5.7 Resultados de la Simulación Intercambiadores de Calor (Cargas Térmicas en MMBTU/hr).

La suma de cargas térmicas que se requiere eliminar con servicios de enfriamiento presenta un incremento del 6.66 % con respecto al diseño UOP, mientras que la suma de cargas térmicas que se deben suministrar con servicios de calentamiento presenta un aumento del 5.28 %. La carga térmica del 600-E2 se obtiene del proceso y no de servicios auxiliares, por lo cual no se toma en cuenta.

En el caso propuesto (200 % carga) se requiere un 1.07 % más de servicios de enfriamiento y 1.4 % menos de servicios de calentamiento adicionales. Esto se debe a que en la simulación del caso propuesto se obtuvo la temperatura de salida de los reactores más alta y a que se incrementó considerablemente la relación de reflujo de la columna de recirculación de benceno para compensar el menor número de platos en esta torre, además al cambio hecho en la localización del plato de alimentación de la torre de producto final (en este caso no se podía modificar la relación de reflujo, pues se trabaja reflujo total) para aumentar la zona de enriquecimiento y obtener la mejor pureza posible del producto.

En el diseño de la planta de tetámero, las temperaturas de suministro y retorno, de los servicios de calentamiento y de enfriamiento se especificaron de la siguiente manera:

Temp. Suministro Agua de enfriamiento = 29.5 C = 85.1 F  
 Temp. Retorno Agua de Enfriamiento = 43.3 C = 109.9 F (Máximo).  
 Temp. Suministro Aceite de Calentamiento = 329 C = 624.2 F (Máx.)  
 Temp. Retorno Aceite de calentamiento = 274 C = 525.2 F (Mínimo)

En el caso de la Planta de Cumeno de la Cangrejera, los servicios de calentamiento se proporcionan con vapor de 950 psig, en la mayoría de los equipos, excepto en el intercambiador de la torre despropanizadora, donde se utiliza vapor de 257 psig saturado.

En el caso de la Planta de tetrámero, en el diseño original se especificó Aceite Cíclico Ligero, pero posteriormente fue sustituido por Alquilado Pesado (un subproducto del proceso de alquilación).

Considerando que la nueva planta trabajará con cualquiera de los fluidos de calentamiento citados en lugar del vapor, los coeficientes globales de transferencia de calor  $U_D$  recomendados son los siguientes: para los condensadores de la torre de recirculación de benceno, de la torre de producto final y los dos enfriadores (extracción lateral y fondos) en el intervalo comprendido entre 75 y 150 BTU/hr ft<sup>2</sup> F, para el condensador de la torre despropanizadora entre 2 y 50 BTU/hr ft<sup>2</sup> F, para los rehervidores de las tres columnas y el precalentador de carga a los reactores entre 30 y 60 BTU/hr ft<sup>2</sup> F, mientras que para el intercambiador 600-E2 entre 40 y 75 BTU/hrft<sup>2</sup>F. Tomando en cuenta los límites de temperatura para los servicios auxiliares, y las áreas disponibles de los intercambiadores existentes en la planta de tetrámero, se obtendrían los siguientes coeficientes:

ITEM	LMTD (F)	Area Disponible	U calc.	Intervalo
600-E1	215.11	1304	23.51	30-60
600-E2	25.74	2872 x 2	85.60	40-75
600-E3	362.08	6698 x 2	5.89*	30-60
600-E4	17.09	6522 x 4	33.21	2-50
600-E5	161.65	3479	30.70	30-60
600-E6	66.55	3421 x 2	119.62*	75-150
600-E7	103.24	774	140.86	30-60
600-E8	93.066	2416	53.35	75-150
600-E9	96.027	-----	-----	75-150
600-E10	126.73	21.2	80.02	75-150

Tabla 5.8 Coeficientes Globales de Transferencia de Calor -  
Caso Propuesto. -

\* utilizando un solo intercambiador.

El análisis de la Tabla 5.8 indica que los siguientes equipos cumplirán con el  $U_D$  dentro del intervalo recomendado para lograr un factor de ensuciamiento total  $R_D$  20.003:

condensadores de la torre despropanizadora, rehervidor y condensadores de la torre de recirculación de benceno, condensador de producto final y enfriador de fondos de la columna

de cumeno.

Si ahora fijamos el valor de  $U_D$  en alguno de los extremos (dependiendo si es condensador ó rehervidor), las áreas requeridas ( $ft^2$ ) serían las siguientes:

ITEM	Area Disponible	U calc.	Area/req.	EQUIPO DISP.
600-E1	1304	30.00	1022.0	EA-105
600-E2	2872 x 2	75.00	6555.7	EA-101A/B
600-E3	6698 x 2	30.00*	1318.8	EA-104/R
600-E7	774	60.00	1817.1	EA-108
600-E9	-----	75.00	350.0	-----

Tabla 5.9 Areas Requeridas en equipos de Intercambio de Calor. -

Los resultados mostrados en la tabla 5.9 indican que en general los equipos están sobrados en área. El EA-104R seguiría como equipo de espera (relevo) y también sobraría uno de los condensadores EA-105 que podría utilizarse como de relevo. La mayor área disponible permitiría tener corridas más largas, temperaturas de retorno de agua de enfriamiento más bajas etc.

En cuanto al rehervidor de la columna de producto, éste no será suficiente, sino que se tendrá que agregar un segundo rehervidor con un área aproximada de 1043  $ft^2$ . Para mejorar el área de los intercambiadores para precalentar la carga a los reactores con el producto del domo de la torre rectificadora de efluentes, se podrían intercambiar los EA-101A/B por los condensadores EA-105 A/B, de esta manera, el área total disponible para precalentar la carga sería de  $(3421 \times 2) + (1304) = 8146 \text{ ft}^2$  contra un área requerida de  $6555.7 + 1022. = 7577.7$ . Otra posible alternativa es utilizar los EA-101A/B más el EA-105B, con lo cual tendríamos un área disponible de 9165  $ft^2$ , ó bien poner un intercambiador adicional de aprox. 211.7  $ft^2$ .

Después de analizar las distintas alternativas se prevee la necesidad de adicionar 3 equipos de intercambio de calor:

350  $ft^2$  para enfriar el producto final, 1043  $ft^2$  rehervidor adicional torre de cumeno y 211.7  $ft^2$  para enfriar efluente del domo de la columna rectificadora de efluentes.

En la Tabla 5.10 se han reunido los resultados de la simulación necesarios para construir las curvas de calentamiento mostradas en la Fig. 5.18.

TABLA 5.10 CURVAS DE CALENTAMIENTO CASO PROPUESTO

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 3  
 Heat Exchanger - Two-Stream Case  
 Inlet = stream # 13 Outlet = stream # 3

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
122.60	524.7	.000000	.0000	.0000
171.94	523.7	.434900	.0000	.0000
174.28	522.7	.894761	.0021	.0017
176.62	521.7	1.57211	.0274	.0219
178.96	520.7	2.25589	.0526	.0424
181.30	519.7	2.94779	.0778	.0634
183.64	518.7	3.64958	.1034	.0850
185.98	517.7	4.36317	.1293	.1072
188.32	516.7	5.09051	.1557	.1303
190.66	515.7	5.83379	.1829	.1545
193.00	514.7	6.59525	.2109	.1798

Unit type: CRUD Unit name: Eqp # 23  
 Distillation Unit - Condenser and Reboiler  
 Inlet = vapor from stage 2 Outlet = Overhead and Reflux

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
54.10	279.7	.000000	1.0000	1.0000
52.42	279.2	-12.6614	.0319	.0315
50.73	278.7	-13.3586	.0000	.0000
49.04	278.2	-13.6243	.0000	.0000
47.35	277.7	-13.8857	.0000	.0000
45.66	277.2	-14.1430	.0000	.0000
43.97	276.7	-14.3966	.0000	.0000
42.28	276.2	-14.6467	.0000	.0000
40.59	275.7	-14.8934	.0000	.0000
38.91	275.2	-15.1371	.0000	.0000
37.22	274.7	-15.3777	.0000	.0000

Inlet = liquid from tray # 20 Outlet = Reboiler vapor and liquid

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
82.50	285.3	.000000	.0000	.0005
86.09	285.3	2.23535	.1088	.0860
89.69	285.3	4.09200	.1919	.1526
93.28	285.4	5.70473	.2591	.2066
96.87	285.4	7.15366	.3129	.2522
100.47	285.4	8.49126	.3695	.2919
104.06	285.5	9.75366	.4003	.3277
107.65	285.5	10.9666	.4371	.3607
111.25	285.5	12.1494	.4709	.3921
114.84	285.5	13.3160	.5026	.4224
118.43	285.6	14.4812	.5331	.4524



Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 33  
 Heat Exchanger - Two-Stream Case  
 Inlet = stream # 7 Outlet = stream # 10

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
194.70	296.7	.000000	1.0000	1.0000
187.90	293.1	-1.95848	.8553	.8310
181.10	293.5	-3.74687	.7269	.6852
174.29	291.9	-5.30311	.6207	.5677
167.49	290.3	-6.65889	.5335	.4736
160.69	288.7	-7.85983	.4604	.3972
153.88	287.1	-8.94487	.3973	.3335
147.08	285.5	-9.94457	.3414	.2790
140.27	283.9	-10.8831	.2897	.2309
133.47	282.3	-11.7807	.2399	.1866
126.67	280.7	-12.6558	.1899	.1447

Inlet = stream # 11 Outlet = stream # 12

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
90.17	601.7	.000000	.0000	.0000
98.89	600.0	1.11464	.0000	.0000
107.61	598.3	2.25679	.0000	.0000
116.33	596.6	3.42787	.0000	.0000
125.05	594.9	4.62665	.0000	.0000
133.77	593.2	5.86423	.0000	.0000
142.48	591.5	7.13427	.0000	.0000
151.20	589.8	8.44315	.0000	.0000
159.92	588.1	9.79530	.0000	.0000
168.64	586.4	11.1067	.0000	.0000
177.36	584.7	12.6559	.0000	.0000

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 37  
 Heat Exchanger - One-Stream Case  
 Inlet = stream # 81 Outlet = stream # 86

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
240.41	29.70	.000000	.0000	.0000
220.77	29.20	-.248101E-01	.0000	.0000
201.13	28.70	-.488551E-01	.0000	.0000
181.49	28.20	-.721485E-01	.0000	.0000
161.85	27.70	-.946862E-01	.0000	.0000
142.21	27.20	-1.16460	.0000	.0000
122.56	26.70	-1.37461	.0000	.0000
102.92	26.20	-1.57676	.0000	.0000
83.28	25.70	-1.77090	.0000	.0000
63.64	25.20	-1.95689	.0000	.0000
44.00	24.70	-2.13456	.0000	.0000

Tabla 5.10 Continuación

Unit type: CRUD Unit name: Eqp # 40  
 Distillation Unit - Condenser and Reboiler  
 Inlet = vapor from stage 2 Outlet = Overhead and Reflux

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
174.04	24.70	.000000	1.0000	1.0000
173.15	24.20	-1.20199	.8173	.8173
172.25	23.70	-2.40397	.6356	.6356
171.33	23.20	-3.60596	.4540	.4540
170.40	22.70	-4.80795	.2745	.2745
169.45	22.20	-6.00993	.0938	.0938
168.54	21.70	-7.21192	.0000	.0000
167.65	21.20	-8.41391	.0000	.0000
166.79	20.70	-9.61589	.0000	.0000
165.94	20.20	-10.81788	.0000	.0000
165.11	19.70	-12.01987	.0000	.0000

Inlet = liquid from tray # 33 Outlet = Reboiler vapor and liq

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
230.50	29.70	.000000	.0001	.0001
230.66	29.70	1.14382	.1004	.1000
230.80	29.70	2.28763	.2006	.1999
230.91	29.70	3.43145	.3010	.3002
240.01	29.70	4.57526	.4013	.4005
240.10	29.70	5.71908	.5018	.5010
240.17	29.70	6.86290	.6025	.6017
240.24	29.70	8.00671	.7030	.7024
240.31	29.70	9.15053	.8045	.8042
240.37	29.70	10.2943	.9048	.9045
240.47	29.70	11.4382	1.0000	1.0000

Unit type: HTRX Unit name: Eqp # 41  
 Heat Exchanger - One-Stream Case  
 Inlet = stream # 53 Outlet = stream # 54

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
175.95	110.7	.000000	.0000	.0000
154.15	106.2	-1.251904	.0000	.0000
132.42	107.7	-1.503808	.0000	.0000
140.11	106.2	-1.755713	.0000	.0000
127.49	104.7	-1.00762	.0000	.0000
114.55	103.2	-1.25952	.0000	.0000
101.25	101.7	-1.51143	.0000	.0000
87.59	100.2	-1.76333	.0000	.0000
73.52	98.70	-2.01523	.0000	.0000
59.00	97.20	-2.26714	.0000	.0000
44.00	95.70	-2.51904	.0000	.0000

Tabla 5.10 Continuación.

Unit type: CRUD Unit name: Eqp # 47  
 Distillation Unit - Condenser and Reboiler  
 Inlet = vapor from stage 2 Outlet = Overhead and Reflux

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
120.99	44.70	.000000	1.0000	1.0000
113.17	44.20	-11.4454	.4780	.4553
105.35	43.70	-16.8635	.2490	.2221
97.52	43.20	-19.4293	.1585	.1327
90.70	42.70	-21.1377	.1069	.0860
81.88	42.20	-22.4867	.0759	.0533
74.06	41.70	-23.6563	.0504	.0360
66.24	41.20	-24.7300	.0282	.0193
58.42	40.70	-25.7556	.0067	.0044
50.59	40.20	-26.5702	.0000	.0000
42.77	39.70	-27.2871	.0000	.0000

Inlet = liquid from tray # 33 Outlet = Reboiler vapor and liquid

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
208.47	50.51	.000000	.0001	.0001
208.53	50.53	2.01041	.1008	.1008
208.61	50.55	4.02081	.2018	.2011
208.69	50.57	6.03122	.3024	.3014
208.78	50.59	8.04162	.4029	.4018
208.88	50.61	10.0520	.5034	.5020
209.01	50.63	12.0624	.6037	.6022
209.16	50.64	14.0728	.7037	.7022
209.34	50.66	16.0832	.8035	.8022
209.58	50.68	18.0937	.9027	.9019
210.05	50.70	20.1041	1.0000	1.0000

Tabla 5.10 Continuación.-

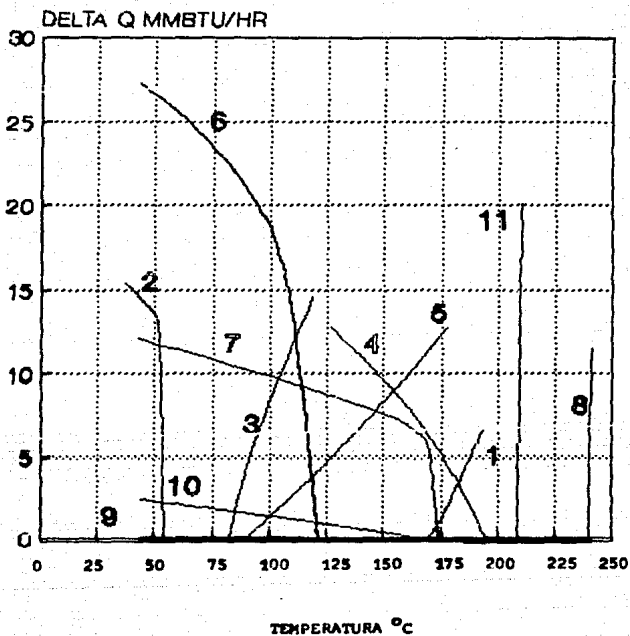
Los números en la Fig. 5.18 corresponden a lo siguiente:

- 1 Pre calentador de Carga a Reactores;
- 2 Condensador-Subenfriador Torre Despropanizadora.
- 3 Rehevadora Torre Despropanizadora.
- 4 Intercambiador de Calor Domo Rectificadora de Efluentes 600E-2.
- 5 Intercambiador de Calor (pre calentamiento carga) 600E-2.
- 6 Condensador-Subenfriador Columna de Recirculación de Benceno.
- 7 Condensador-Subenfriador Torre de Cumeno.
- 8 Rehevador Torre de Cumeno.
- 9 Enfriador de Fondos de Torre de Cumeno.
- 10 Enfriador Final de Producto.
- 11 Rehevador Columna de Recirculación de Benceno.

## TUBERIAS

Para completar la simulación del caso propuesto, se calculó la velocidad y la caída de presión por cada 100 ft de tubería equivalente de las principales tuberías del proceso. Lo anterior

**FIG. 5.18 CURVAS DE CALENTAMIENTO  
CASO PROPUESTO**



tiene como fin determinar si se tendría que cambiar el diámetro de alguna de ellas. Los cálculos para una misma línea se repitieron suponiendo diferentes diámetros según el caso. En las corrientes de proceso a dos fases, se determinó la región en la que se localiza, de acuerdo a la clasificación de Baker.

Para efectuar los cálculos anteriores se utilizaron los módulos PIPE y SREF. El módulo PIPE requiere como entrada las condiciones de presión, temperatura, flujo y composición de la corriente a analizar. Este módulo puede utilizarse para diseño, en cuyo caso determina el diámetro más apropiado, ó para evaluación del comportamiento para un diámetro dado. Además de la velocidad, la caída de presión y la región del flujo a dos fases, calcula el número de Reynolds.

El módulo SREF se utilizó para transferir la información de las distintas corrientes del proceso hacia el módulo PIPE.

Los resultados obtenidos se reúnen en la tabla 5.11 que se muestra a continuación.

Corriente	Diámetro	Velocidad	$\Delta P/100ft$	Región	Observaciones
<b>REACTORES</b>					
5	4	46.53	51.65	1	Salida del Conjunto.
	6	20.68	6.28	1	
	10	7.44	0.07666	2	
3	4	30.00	25.67	3	Entrada al Conjunto
	6	13.73	3.69	3	
	10	4.94	0.3294	3	
4	4	10.301	3.6365	3	Entrada a un Reactor.
	6	4.57	0.53379	3	
	10	1.648	0.44	6	
5	6	7.142	0.3047	2	Salida de un Reactor.
	8	4.01	0.1047	6	
<b>RECTIFICADORA DE EFLUENTES</b>					
55	8	24.56	2.4517	1	Alimentación
	10	15.72	0.7741	1	
	12	10.919	0.06905	2	
7	10	13.493	0.09138	----	Salida Domo.
	12	9.37	0.03577	----	
8	4	7.000	1.3665	----	Salida del Fondo.
	6	3.55	0.16928	----	
9	1.5	4.649	2.1385	----	Reflujo
	2	2.615	0.4972	----	
	3	1.162	0.0657	----	

Tabla 5.11 Resultados de la Simulación Tuberías de Proceso. -

Corriente	Diámetro	Velocidad	AP/100ft	Región	Observaciones
<b>DESPROPANIZADORA</b>					
10	6	9.59	0.29316	6	Alimentación Principal.
	8	5.397	0.11983	6	
	10	3.454	0.06044	6	
21	2	4.998	1.26197	----	Alimentación de Benceno.
	3	2.22	0.15678	----	
24	3	12.537	4.84941	----	Fondos
	4	7.052	1.09076	----	
	6	3.134	0.13521	----	
	8	1.763	0.03118	----	
22	1	3.598	0.11097	----	Salida Domo. Desfogue
	1.5	1.599	0.01401	----	
	2	0.898	0.0033	----	
38	4	11.703	3.09152	----	Succión Bombas Fondos
	6	5.228	0.39038	----	
<b>COLUMNA DE RECIRCULACION DE BENCENO</b>					
28	10	50.607	0.89521	1	Alimentación
	12	35.144	0.1444	2	
	14	25.82	0.05566	2	
	16	19.768	0.03326	2	
31	3	3.229	0.36533	----	Fondos
	4	1.816	0.08508	----	
34	3	10.723	3.45411	----	Línea de Recirculación.
	4	6.031	0.7784	----	
<b>TORRE DE PRODUCTO FINAL</b>					
59	4	45.86	3.5279	1	Alimentación dos fases.
	6	20.39	0.21200	2	
	8	11.465	0.04885	2	
62	2	6.41	2.42164	----	Extracción Lateral
	3	2.849	0.30444	----	
61	1	1.427	0.29731	----	Fondos
	1.5	0.634	0.03934	----	

Tabla 5.11 (Continuación). -

En la tabla 5.11 los números de la corriente corresponden al diagrama de Flujo del Proceso que se muestra en el apéndice. Los diámetros de tubería están en pulgadas, la velocidad en ft/seg. la AP/100ft en psig.

La tabla 5.11 puede tener dos usos; primero, se puede utilizar para determinar el diámetro en el caso de los equipos que no existen actualmente, por ejemplo, la línea de la salida de los filtros del reactor hacia la entrada de la torre

rectificadora de efluentes, la línea del domo, del fondo y de reflujo de ésta misma columna, la línea de la salida del tanque flash hacia la columna de recirculación de benceno etc., el segundo uso es poder determinar de las líneas existentes cuales se tendrían que modificar.

Como ejemplo de lo anterior, la línea de alimentación a la torre de Polímero Ligeró (Columna de recirculación de Benceno), es de un diámetro de 10". Con este diámetro la velocidad resultante sería de 50.6 ft/seg., por lo que se deberá cambiar por un diámetro de al menos 16".

En algunos casos, por lo menos en forma teórica, las líneas de proceso más apropiadas podrían ser de menos de 2", pero existen algunas reglamentaciones que establecen para líneas de proceso un diámetro mínimo.

En los casos de tuberías con flujo a dos fases, al cambiar de diámetro se cambia de región. Es importante evitar caer en la región de flujo "slug".

## BOMBAS

Los resultados obtenidos de la simulación del equipo de bombeo, en el caso propuesto, se resume en la tabla 5.12.

Servicio	Potencia (Hp)		Equipo Disp.
	Calculada	Disponible	
Almacenamiento Benceno	0.03628		
Recirculación Benceno	42.2267	75.0	GA-100/R
Reflujo Benceno	7.42		
Almacenamiento Propano	0.007495		
Reflujo Propano	18.66	40.0	GA-106/R
Fondos Despropropanizadora	115.227	125.0	GA-107/R
Fondos Torre Cumeno	0.1592	1.5	GA-112/R
Reflujo Cumeno.	5.83	5.0	GA-110/R
Inhibidor Corrosión	----	0.25	GA-113
Condensado	0.23	1.5	GA-116
Alimentación Propileno	12.6284	----	
Alimentación Benceno.	9.42668	----	
Fondo Recirc. Benceno.	1.5173	----	
Cumeno Producto	4.093	----	

TABLA 5.12 RESULTADOS SIMULACION EQUIPO BOMBEO

En la tabla 5.12 los resultados se han separado en 4 grupos. El primero indica que las bombas GA-100/R, mediante un arreglo de tuberías adecuado, pueden ser utilizadas para los 3 servicios

señalados y que son reflujo, recirculación y envío hacia almacenamiento del benceno.

El segundo grupo indica que las bombas GA-106/R pueden ser utilizadas para reflujo y envío de propano hacia almacenamiento.

En el tercer grupo, aún cuando se sugiere el uso de las bombas GA-107/R (por su potencia) para manejar los fondos de la torre despropanizadora es importante señalar la diferencia en las características del tipo de fluido y que son:

Fondo Despropanizadora:  
Densidad= 5.364 lb/gal  
Viscosidad= 0.1013 cp  
Temperatura= 117.2 C

Domo Despropanizadora  
Densidad= 3.028 lb/gal  
Viscosidad= 0.0877 cp  
Temperatura = 37.8 C

También se observa que la potencia de las bombas GA-110/R es insuficiente, se sugiere adquirir otras bombas de 7.5 Hp.

En el cuarto grupo se reúnen los equipos que no se tienen disponibles por lo que serán de nueva adquisición, se recomienda las siguientes potencias:

Alimentación de propileno 15 Hp, Alimentación de benceno 10 Hp, Bomba de Fondos columna Recirculación de benceno 3.0 Hp, Bomba de cumeno producto 5.0 Hp.

Los equipos de bombeo de la Planta de Tetrámero que no son factibles de aprovecharse son: Bombas de Carga Combinada GA-105/R con una potencia de 450 Hp, Bomba de reflujo de Polímero Ligero GA-108 con 25 Hp y bombas de tetrámero producto GA-111/R con 30 Hp. Las 2 últimas aún cuando muy sobradas en potencia podrían emplearse para la alimentación de benceno y de propileno respectivamente. En el caso de la GA-108 se requiere además un equipo de espera.

Las potencias calculadas incluyen una eficiencia de 70 a 75%, lo cual será suficiente en la mayoría de los casos. La mayor capacidad disponible en algunas bombas, permitirá inclusive menores eficiencias.



## VI.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Del análisis y discusión de resultados hecho en el capítulo anterior y una revisión de los datos presentados en el apéndice podemos concluir:

---La conversión de la planta de tetrámero de propileno del Complejo Petroquímico Independencia, para producir 80,000 ton/año de cumeno, con una pureza superior a 99.56 % mol, es factible.

---La selección de los componentes, la ecuación de Peng Robinson, y el método de Wegstein resultan apropiados para describir este proceso.

---El modelo utilizado para describir la reacción principal y 6 de las reacciones secundarias que ocurren en los convertidores se considera satisfactorio.

---Se tiene una buena correspondencia entre los resultados obtenidos y los datos reales de los equipos, en el caso de la planta de la Cangrejera.

---Con respecto a las condiciones de operación de diseño, la convergencia de los reciclos indica algunas pequeñas variaciones en las temperaturas, así por ejemplo, la temperatura de fondo de la torre despropanizadora resultó de 112° C vs 115 °C calculada por Bufete de Ingeniería Civil y Química y de 117 °C que es la temperatura para el caso propuesto. Variaciones similares se encontraron en los demás equipos de separación.

---Los consumos de energía en servicios de calentamiento y agua de enfriamiento, calculados para el caso diseño presentan un incremento del 5.28% y 5.65 % respectivamente, respecto al diseño UOP. En el caso propuesto (200 % de carga u 80,000 ton/año), se tiene un incremento de 1.07 % en los servicios de enfriamiento, pero también una disminución de 1.4 % en los servicios de calentamiento, tomando como referencia el calculado por UOP, lo cual es debido al incremento de carga y a la conversión misma de la planta.

A fin de llevar a efecto la conversión de la planta de Tetrámero de Propileno para producir Cumeno, se deberán tener presente las siguientes recomendaciones.

---El aprovechamiento de los equipos existentes en la planta de tetrámero resultaría casi total.

La sección de pretratamiento de carga de la unidad de tetrámero puede permanecer igual desde límites de batería hasta el separador de agua FA-104, mientras que el acumulador de carga combinada FA-105 cuyo volumen de la parte cilíndrica es de 66.8

m<sup>3</sup>, puede destinarse para suplir los dos tanques de alimentación de propileno 600-7A/B de la planta de la Cangrejera, cuyo volumen total es de 30.5 m<sup>3</sup> (parte cilíndrica).

Las bombas de carga combinada GA105/R, debido a su potencia, no son aprovechables.

Para la alimentación de propileno se utilizarían las bombas GA-111/R, y para la alimentación de benceno la GA-108, la cual requiere otra bomba como relevo, que será de nueva adquisición.

Operarían 3 reactores, y se destinaría uno como relevo. Se utilizaría el mismo catalizador de ácido fosfórico sobre tierras diatomáceas y solo se cargarían las 4 primeras camas.

No se utilizaría propano de apagado entre los lechos, sino que las bombas GA-107 se adaptarían para manejar los fondos de la torre despropanizadora.

Se deberá adquirir una torre nueva, que se utilizaría como rectificadora de efluentes. Debe ser de 10 platos en un diámetro de 4 ft. y un casco en el fondo de 0.0 ft. La presión de diseño para esta torre será de 22.2 kg/cm<sup>2</sup> y la temperatura de diseño de 233° C. Esta torre carece de condensador y de rehervidor. Los diámetros de las principales boquillas son: 12" para la alimentación, 12" para la salida del domo, 4" para la salida del fondo y 1.5" para la entrada de reflujo (benceno de recirculación).

El precalentador de carga EA-102 puede utilizarse en lugar de los equipos 600-E1-A/B.

Se deben adquirir 3 equipos de intercambio de calor nuevos. Uno de 350 ft<sup>2</sup> para enfriar el producto final, otro de 1043 ft<sup>2</sup> como rehervidor adicional de la torre de producto final y uno más de 811.7 ft<sup>2</sup> que junto con los EA-101A/B se utilizarían para enfriar el efluente del domo de la torre rectificadora de efluentes.

A la torre despropanizadora se le deben modificar las boquillas en orden de tener las 2 alimentaciones (benceno fresco) con un diámetro de 2" y carga principal con 6" de diámetro en los platos 10 y 13 respectivamente. La succión a las bombas de fondos GA-107/R debe reducirse a 4". El diámetro de la línea de salida del FA-106 al desfogue deberá reducirse a 2".

Esta columna trabajará con bajos porcentajes de inundación en los platos. Como se dijo anteriormente fué diseñada para 2 tipos de carga de propano-propileno (planta tetramero). En el caso de que al utilizar la planta para producir cumeno se quisiera emplear carga de propileno de baja pureza, tendría que simularse

el proceso con las nuevas condiciones, pero de antemano se sabe que si se quiere recuperar propano "puro", lo mejor sería tener una extracción lateral en el plato 8. También tendría que revisarse el diámetro de la columna rectificadora de efluentes y el área del equipo de intercambio a la salida del domo de esta última, diámetro de la boquilla de carga principal y la necesidad de una bomba adicional para enviar el propano hacia almacenamiento.

Las bombas GA-106/R y los rehervidores EA-104/R permanecerían sin cambios.

El tanque flash a la entrada de la torre de recirculación de benceno no existe, por lo que tendrá que adquirirse. Se requiere un recipiente con un volumen de 13 m<sup>3</sup>. El diámetro de la tubería de la salida de este tanque hacia la alimentación de la columna de recirculación de benceno debe ser 16".

Solo se requiere uno de los condensadores EA-105A/B, por lo que el otro puede utilizarse como relevo.

Las bombas GA-109/R deberán adaptarse para prestar los 3 servicios siguientes: reflujo, recirculación de benceno como reflujo de la torre rectificadora de efluentes, y para envío de benceno hacia almacenamiento.

Al Acumulador de reflujo FA-107 se le deberá adaptar una bota para separación de agua.

Se requiere una bomba adicional (con su relevo) de 3.0 HP para manejar los fondos de la columna de recirculación de benceno hacia la torre de producto final.

La boquilla de alimentación a la torre de recirculación de benceno permanecerá en el plato 13, pero deberá ser de 16".

La relación de reflujo propuesta para la torre de recirculación de benceno de 0.8 (en lugar de 0.37 en el caso de la Cangrejera), tiene un propósito múltiple: compensar el menor número de platos disponible, modificar los flujos de vapor y líquido en la zona de enriquecimiento para mejorar los porcentajes de inundación, ya que la torre disponible es de dos diámetros distintos (10.5 ft en la parte superior y 8.5 ft en el fondo), y aumentar la concentración del benceno de recirculación. El aumento en las cargas térmicas en condensador y rehervidor (consecuencia del incremento en la relación de reflujo) no causa problemas serios, pues se tiene suficiente área de intercambio.

Se debe proveer un tanque de 30 m<sup>3</sup> como acumulador de propano y una bomba de 3 a 5 HP (puede no tener relevo).

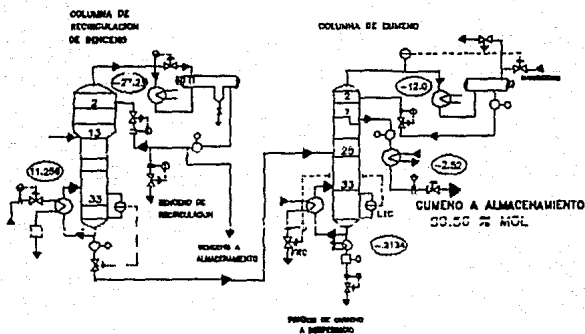
La torre de producto final debe modificarse en lo siguiente: instalar un segundo rehervidor, reubicar la boquilla de alimentación en el plato 25, y la boquilla de extracción de producto en

el plato 2 para operación normal y una para operación alternativa en el plato 5.

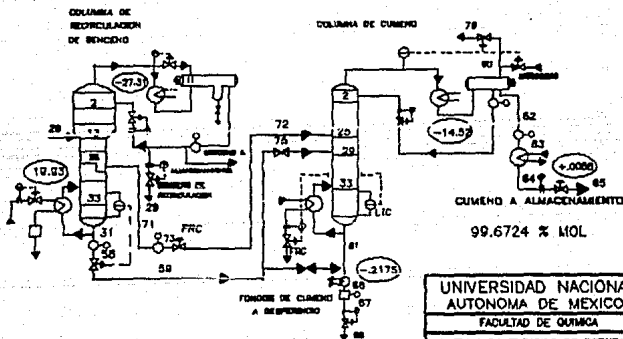
Un tercer caso de estudio que fué analizado, y cuyos detalles se omiten, debido a que esta tesis ha resultado extensa (se requiere aproximadamente 50 páginas más para mostrar los balances de materia y energía, cálculo de propiedades, perfiles de los equipos de separación etc.) y que permitiría incrementar la pureza mínima del producto obtenido a 99.67 % se muestra en la Fig. 6.1.

La modificación consiste en tener una extracción lateral en la zona de agotamiento de la columna de recirculación de benceno lo cual permitiría que la carga a la torre de producto final tuviera una mayor pureza, y por consecuencia se incrementaría la pureza del producto final. En la fig. 6.1 se muestra el caso de que un pequeño flujo que debe ser extraído en el fondo de la columna de recirculación sea alimentado a algún plato localizado más abajo del de carga principal de la torre de cumeno y se hace con la idea de no sacrificar el rendimiento de la planta en la búsqueda de una mejor pureza del producto. Desde luego también existe la posibilidad de que la extracción del fondo de la torre de recirculación de benceno sea enviada directamente al enfriador de fondos de la torre de cumeno, y esto aumentaría aún más la pureza mínima obtenible, pero desde luego reduciría el rendimiento de la planta. Todos los casos intermedios serían posibles (enviar una parte a la torre y otra al enfriador de fondos).

La parte superior de la fig. 6.1 muestra un detalle del diagrama de flujo de proceso, tal como se consideró para el "caso propuesto", mientras que la parte inferior de esta misma figura muestra la "alternativa para incrementar la pureza mínima del producto". Los números de las corrientes de la figura la parte inferior corresponden al balance de materia y energía mostrado en la tabla 8.8 del apéndice. En éste último, la corriente 77 corresponde al flujo del acumulador de la torre despropanizadora, enviado al desfogue, después de la válvula de control, mientras que la corriente 65 corresponde a 184.782 lbmol/hr de cumeno con una pureza de 99.6724 % mol, a una temperatura de 44.11 °C y una presión de 64.7 psia. La carga térmica del intercambiador de producto final que se indica como +0.0058, debe ser interpretada como que este equipo no se requiere (actualmente no existe).



(A) CASO PROPUESTO



(B) ALTERNATIVA PARA INCREMENTAR  
LA PUREZA DEL PRODUCTO

134

UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA  
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO

FIGURA 6.1  
ALTERNATIVA PARA INCREMENTAR  
LA PUREZA DEL PRODUCTO

## VII.- BIBLIOGRAFIA

- 1.-Abadie, J., Carpentier, J.  
Optimization, Academic Press, New York, 37-47 (1969).
- 2.-Agnihotri, R.B., R. L. Motard,  
"ACS Monograph Series,"  
Computer Applications to Chemical Process Design and Simulation  
(1970).
- 3.-Aris, R.,  
Elementary Chemical Reactor Analysis,  
Prentice Hall, Englewood Cliffs, New Jersey (1969)
- 4.-Avriel, M.,  
Nonlinear Programming Analysis and Methods,  
Prentice Hall, Englewood Cliffs, N.Y. (1976).
- 5.-Baker,  
Oil Gas Journal, 53, (12), 185-195 (1954).
- 6.-Barnard, W.L., D.R. Benjamin, D.L. Cummings, P.C. Piela, J.L. Sills,  
Paper No. 42d, presented at AIChE Spring National Meeting,  
New Orleans, LA (1968).
- 7.-Best, D.A., Wojciechowski, B.W.,  
Journal of Catalysis, 47, 11 (1977).
- 8.-Best, D.A., Wojciechowski, B.W.,  
Journal of Catalysis, 47, 343, (1977).
- 9.-Bodington, C.E.,  
Joint National ORSA/TIMS meeting, New Orleans, April/May (1970).
- 10.-Buzby, B.R.,  
Optimization Methods, R.W. Cottle, J. Krarup, (eds), English  
Universities Press, London (1971).
- 11.-Crows, C.M., Hamielec, A.E., Hofman, T.W., Johnson, A.I.,  
Woods, D.R., Shanon, P.T.,  
"Chemical Plant Simulation",  
Prentice Hall, Englewood Cliffs., N.J., 1971.
- 12.-Evans, L.B., Seader, W.D.,  
Chemical Engineering Progress, pag. 60, June 1976.
- 13.-Evans, L.B., J.F. Boston, H.I. Britt, P.W. Gallier, P.K.  
Gupta, V. Mahalec, E. Ng, W.D. Seider, H. Yagi,  
"ASPEN: An Advanced System for Process Engineering"  
125th Symposium on Computer Applications in Chemical Engineering  
Montreux, Switzerland (1979).

- 14.-Fenske, M.R.,  
Ind. Eng. Chem. 24, 482-485 (1932).
- 15.-Flower, J.R., Whitehead, B.D.  
Chem. Eng (London), 208 (April 1973), 271 (May 1973).
- 16.-Franks, R.G.E.,  
"Modeling and Simulation in Chemical Engineering,"  
Wiley Interscience, New York, N.Y. 1972.
- 17.-Friday, J.P., Smith, B.D.,  
AIChE Journal, 10, 698-707 (1964).
- 18.-Gerhard, C.H., Cahours, A.,  
Justus Liebig's Ann. Chem. 38, 80 (1841).
- 19.-Gilliland, E.R.,  
Ind. Eng. Chem. 32, 1101-1106 (1940).
- 20.-Gilliland, E.R.,  
Ind. Eng. Chem. 32, 1220-1223 (1940).
- 21.-Govier, Radford, Dunn,  
Can. J. Chem., 35, 58-70 (1957).
- 22.-Goldstein, R.P., Stanfield, R.B.,  
Ind. Eng. Chem., Process Design Develop., 9, 78-84 (1970).
- 23.-Govind, R., G.J. Powers,  
paper presented at AIChE 80th Annual Meeting, New York (1977).
- 24.-Griffith, R.E., Steward, R.A.,  
Management Science, 7, 379 (1961).
- 25.-Guia del Usuario. Simulador de Procesos ChemCAD II. COADE  
CHEMSTATIONS.
- 26.-Hartmann, K., I. Hacker,  
Modern Probleme der Chemischen Technologie. Akademie Verlag,  
Berlin (1979).
- 27.-Hlavacek, V.,  
Computers and Chemical Engineering, 1, 75, (1977).
- 28.-Hock, J. Lang, A.,  
Chem. Ber., 77, 257 (1944).
- 29.-Husain, A.,  
Scientific and Industrial Research, 34, 439-443, (1975).
- 30.-Husain, A.,  
Indian Chemical Engineering, XXIII (No. 4), 3, (1981).

31. -Jirapongphan, S., J.F. Boston, H.I. Britt, L.B. Evans,  
Annual Meeting of the AIChE, Chicago, Nov. (1980).
32. -Kaeding, W. W., Holland, R.E.,  
Journal of Catalysis, 109, 212-216 (1988).
33. -Kaeding, W.W.,  
Shape-Selective Reactions with Zeolite Catalysts,  
Journal of Catalysis, 120, 409-412 (1989).
34. -Kehat, E., Schachem, M.,  
Process Technology International, 18, 35 (Jan/Feb) 1973, 115 (March  
1973), 181 (April/May 1973).
35. -Ketchum, R.G.,  
Chem. Eng. Sci., 34, 387-395 (1979).
36. -Kisala, T.P.,  
Sc. Thesis Department of Chemical Engineering, MIT, Cambridge,  
MA, 1985.
37. -Klemes, J.,  
Coll. Czech. Chem. Commun. 42, 428 (1977).
38. -Kluzik, H.A.,  
M.S. thesis, MIT, Cambridge, 1979.
39. -Kremer, A.,  
National Petroleum News, 22(21) 43-49, (1930).
40. -Lasdon, L.S., Waren, A.D.,  
Computer and Chemical Engineering, 7(5), 595-604 (1983).
41. -Levenberg, D.,  
Introduction to Linear and Nonlinear Programming,  
Addison-Wesley, 158-162 (1973).
42. -Levenspiel, O.,  
Chemical Reaction Engineering,  
John Wiley and Sons (1962)  
Ediciones Repla, S.A. (1987).
43. -Linnhoff, B., E. Hindmarsh,  
Chem. Eng. Sci., 38, 745 (1983).
44. -Locke, M.H., Kuru, S., Clark, P.A. Westerberg, A.W.,  
11th Annual Pittsburgh Conference on Modeling and Simulation  
University of Pittsburgh, Pittsburgh, PA, May (1980).
45. -Lockhart, F. J.,  
Petroleum Refiner, 26 (8), 104-108 (1947).
46. -Mahalec, V., H. Kluzick, L.B. Evans,  
125th Symposium on Computer Applications in Chem. Eng., European



Federation on Chemical Engineering, Switzerland 1979.

47. -Mahalec, V.,

Seminar given at Carnegie-Mellon-University,  
Pittsburgh, PA (1978).

48. -Manual de Operación Planta Cumeno la Cangrejera. Editado por el IMP (1981).

49. -Manual de Operación Planta de Alquitolbena. Editado por el IMP (1979).

50. -Mc. Allister, S. H., Anderson, J., Bullard, E. F.,  
Chem. Eng. Prog., 43, 189 (1947).

51. -Meldpolder, F. W., Woodbridge, J. E., Headington, C. E.,  
J. Am. Chem. Soc., 70, 935 (1948).

52. -Morari, M., Y. Arkun, G. Stephanopoulos,  
AIChE J., 26, 220 (1980).

53. -Motard, R. L., Schachem, M., Rosen, E. M.,  
AIChE Journal, 21(3), 417 (1975).

54. -Murakami, Y., Hattori, T., Hatton, T.,  
J. Am. Chem. Soc., 10, 123 (1968).

55. -Muraki, M., Hayakawa, T.,  
Journal of Chemical Engineering of Japan, 14 (3) 233-238 (1981).

56. -Naphtali, L. M.,  
AIChE 56th National Meeting, San Francisco, (1985).

57. -Naphtali, L. M., Sandholm, S. P.,  
AIChE Journal, 17, 148-153 (1971).

58. -Nath, R. Motard, R. L.,  
85th National Meeting of AIChE, Philadelphia, (1978).

59. -Nishida, N., Liu, Y. A., Lapidus, L.,  
AIChE Journal, 23, 77 (1977).

60. -Nishida, N., Stephanopoulos, G., Westerberg, A. W.,  
AIChE Journal, 27(3), 321-351 (May 1981).

61. -Palacios-Gómez, F. E.,  
Doctoral Dissertation, Department of General Business, School of Business Administration, The University of Texas, Austin, Texas (1980).

62. -Pansing, W. F., Malloy, J. B., Thomas, C. L.,  
Ind. Eng. Chem., 41(11), 2564 (1949).

63. -Parker, A. P., R. R. Hughes.  
71st Annual Meeting of the AIChE,  
Miami, Florida, Nov. 1978.
64. -Peng-Robinson. ,  
Ind. Eng. Chem. Fundam. 25,59-64 (1976).
65. -Pho, T.K., Lapidus, L.,  
AIChE Journal, 23, 77 (1977).
66. -Pierucci, S. J., E. M. Renzi, G. E. Biardi,  
AIChE Journal, 28, 820 (1982).
67. -Popov, V. E.,  
Neftopererab. Netzchim (Moscow), 12, 38-40 (1973).
68. -Powell, M. J. D.,  
Dundee Conference on Numerical Analysis (1977)
69. -Powell, M. J. D.,  
Internal Report No. NA9, Department of Applied Mathematics and  
Theoretical Physics, University of Cambridge, Silver St.,  
Cambridge. CB3 9EW, England (1979).
70. -Radziewanowski, C.,  
Chem. Ber., 29, 1137 (1922).
71. -Ramirez, V. F.,  
"Process Simulation", Lexington Books, Toronto, 1976.
72. -Rivas, J. R., D. F. Rudd, R. L. Kelly,  
AIChE Journal 20, 311 (1974).
73. -Rosen, E. M.,  
Chem. Eng. Progr., 58(10)69-73 (1962).
74. -Rosen, E. M.,  
72nd AIChE Annual Meeting, San Francisco, California, Nov. (1979)
75. -Rosen, E. M.,  
"Computer Applications to Chemical Engineering-Process Design  
and Simulation", ed por Squires, R. G., and Reklaitis, G. V.,  
ACS Symposium Series 124, American Chemical Society, Washington,  
D. C., 1980.
76. -Rotstein, D. Stephanopoulos, G.,  
Annual AIChE Meeting, Chicago Nov. (1980).
77. -Sargent, R. W. H., A. W. Westerberg,  
Trans. Inst. Chem. Engrs., Vol. 42, pp. 190-197 (1964).
78. -Saunders, M. A., Murtaugh, B. A.,  
Math. Programming, 14, 41-72 (1978).

- 79.-Sophos, A., G. Stephannopoulos, B. Linnhoff,  
paper submitted to AIChE J.(1981)
- 80.-Sounders, M., Brown, G.G.,  
Ind. Eng. Chem. 24,519-522 (1932).
- 81.-Stadtherr, M.A., J.A. Vegeais,  
Proceedings of 1985 Summer Simulation Conference, Chicago, IL  
(July 1985).
- 82.-Stephanopoulos, G.,  
Foundations on Computer Aided Chemical Process Design,  
Engineering Foundation, 1981.
- 83.-Stryjek, Vera.,  
Can. J. Chem. Eng., 64,323-340 (1986).
- 84.-Treviño-Lozano, R.A., L.B.Evans, H.Britt, J.F. Boston,  
PSE'85, The Institution of Chemical  
Engineers Symposium Series, No. 92, 1985, pp 25-36.
- 85.-Umeda, T., Nishio, M.,  
I & EC (Pro. Des. Dev.) 11,153 (1972).
- 86.-Umeda, T. Kuriyama T.,  
Proc. of IFAC Congress, Helsinki, Finland (1978).
- 87.-Underwood, A.J.V.,  
Trans. Inst. Chem. Eng.(London) 10,112-158 (1932).
- 88.-Upadhye, R.S., Grens II, E.A.,  
AIChE Journal,18,533 (1972).
- 89.-Vasek, V., Klemes, J., Vermonzek, C., Dohnal, M.,  
Collection Czechoslov. Chem. Commun.,30,2772 (1974).
- 90.-Wang, J.C., Henke, G.E.,  
Hydrocarbon Processing,45 (8),159-163 (1966).
- 91.-Westerberg, A.W., H.P.Hutchison, R.L.Motard, P. Winter,  
Process Flowsheeting, Cambridge University Press, Cambridge,  
England, 1979.
- 92.-Westerberg, A.W.,  
Foundation of Computer Aided Design,  
R.S.Mah, W.D. Seider (eds), AIChE, New York,  
pp 140-183. (1981).
- 93.-Winn, F.W.,  
Petroleum Refiner,37,(5), 216-218 (1988).

## VIII.- APENDICES

A) RESULTADOS SIMULACIÓN PLANTA CUMENO  
(CASO DISEÑO)

Pag. 141

## FLOWSHEET SUMMARY

Equipment	Process Number
1 KFEA	1 -2
2 DIVI	3 -1 -4
3 KFEA	4 -5
4 HTXP	13 14 -3 -15
5 VALV	17 -13
6 MIXE	16 12 -17
7 DIVI	19 -11 -16
8 MIXE	18 20 -19
9 VALV	8 -23
10 FLAS	23 -25 -27
11 VALV	25 -26
12 PUMP	30 -32
13 PUMP	33 -34
14 DIVI	34 -35 -36
15 VALV	35 -37
16 MIXE	37 24 -38
17 MIXE	43 41 -45
18 PUMP	45 -44
19 VALV	44 -40
20 PUMP	38 -39
21 MIXE	40 39 -40
22 PUMP	47 -48
23 VALV	48 -21
24 TOWER	28 -29 -31
25 CRUD	31 10 -22 -24 -54
26 PUMP	54 -50
27 MIXE	50 51 -52
28 DIVI	52 -53 -42
29 PUMP	42 -43
30 VALV	6 -55
31 CCELS	9 58 -7 -8
32 VALV	36 -9
33 DIVI	57 -56 -57
34 MIXE	57 26 -23
35 HTXP	7 11 -10 -12
36 MIXE	9 5 -6
37 DIVI	29 -30 -32
38 PUMP	31 -58
39 VALV	53 -59
40 PUMP	52 -63
41 HTXP	53 -64
42 VALV	54 -65
43 HTXP	61 -66
44 PUMP	66 -67
45 VALV	67 -68
46 C.C.T.	59 -60 -61 -53

Stream Connections

Stream	Equipment		Stream	Equipment		Stream	Equipment	
	From	To		From	To		From	To
1	2	1	24	25	16	46	21	
2	1	36	25	10	11	47		22
3	4	2	26	11	34	48	22	23
4	2	3	27	10	33	50	26	27
5	3	36	28	34	24	51		27
6	36	30	29	24	37	52	27	28
7	31	35	30	37	12	53	28	
8	31	9	31	24	38	54	25	26
9	32	31	32	12		55	30	31
10	35	25	33	37	13	56	33	
11	7	35	34	13	14	57	33	34
12	35	6	35	14	15	58	38	39
13	5	4	36	14	32	59	39	46
14		4	37	15	16	60	46	
15	4		38	16	20	61	46	43
16	7	6	39	20	21	62	46	40
17	6	5	40	19	21	63	40	41
18		8	41		17	64	41	42
19	8	7	42	28	29	65	42	
20		8	43	29	17	66	43	44
21	23	25	44	18	19	67	44	45
22	25		45	17	18	68	45	
23	9	10						

Recycle Sequence  
9 10 33 11 34 24 37 13 14 32 2 3 1 36 30 31 35

Recycle Sequence  
6 5 4

User Specified Sequence  
25 16 20 21

Cut Streams  
3 8

Accelerated Streams  
3 8

Wegstein Convergence Method, frequency = 1

Recycle calculations have converged

COMPONENTS  
40 62 3 4 23 71 378 367 35 24 70 22 45  
1001 1002 25 26 5 379

THERMODYNAMICS  
K-value model :Peng-Robinson  
Enthalpy model :Peng-Robinson  
Water immiscible

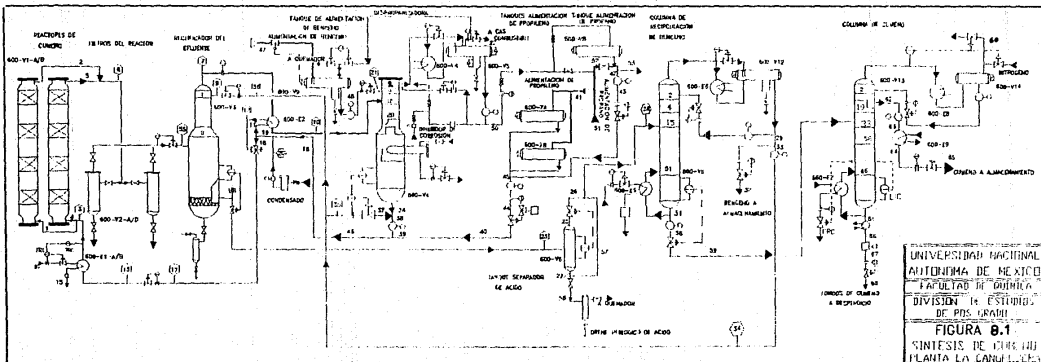


TABLE 81 PROPERTIES CORRIENTES CASO DISCNO

Stream No.	1	2	3	4
From Equip #	Mixed	Mixed	Mixed	Mixed
To Equip #	1	2	4	3
10001/hr	596.200	545.800	1192.40	596.200
Temp C	145.660	214.260	127.000	133.330
Pres psia	514.700	464.700	514.700	514.700
Enth MMBtu/hr	6.72416	7.92101	13.4483	6.72416
Cp Vap Btu/lb-R	.591071	.591000	.591071	.591071
Cp Liq Btu/lb-R	.666641	.661000	.666641	.666641
Mol Fraction Vapor	.199898	.310258	.199998	.199898
Mol Fraction Water	.120981E-02	.141873E-02	.120981E-02	.120981E-02
MMX Dry basis MMX				
1b./hr	40995.7	40994.7	81993.4	40995.7
Average Mol Wt	68.8527	75.2161	68.8527	68.8527
Std Liq Lbl./hr	151.124	146.768	302.248	151.124
Deg API	51.3031	46.3425	51.3031	51.3031
Sp Gr	.774057	.770000	.774057	.774057
1b. Lbl	271.064	271.098	271.064	271.064
UOP K	11.2060	11.0081	11.2060	11.2060
Reduced Temp	.899452	.903230	.899452	.899452
Reduced Pres	.648445	.634320	.648445	.648445
- Liquid only - -				
1b./hr	34049.6	29590.4	68099.2	34049.6
Std Liq Lbl./hr	121.602	101.979	243.204	121.602
- Vapor only - -				
1b./hr	6947.07	11404.3	13894.1	6947.07
Std Liq Lbl./hr	29.5211	44.7896	53.0443	29.5211
Std Vap ft <sup>3</sup> /hr	42651.0	62269.2	65302.0	42651.0
MMX Wet basis MMX				
Average Mol Wt	68.7867	75.1350	68.7867	68.7867
- Liquid only - -				
1b./hr	34057.3	29595.7	68114.6	34057.3
Std Liq Lbl./hr	121.604	101.979	243.248	121.604
Actual bbl./hr	170.437	146.995	340.875	170.437
1b. Lbl	199.907	241.320	199.907	199.907
Ct tons dyne cm	4.87106	4.64916	4.87106	4.87106
Th cond Btu/hr-ft-F	.474433E-01	.459836E-01	.474433E-01	.474433E-01
Visc cp	.374506E-01	.360945E-01	.374506E-01	.374506E-01
- Vapor only - -				
1b./hr	6953.33	11410.0	13906.7	6953.33
Std Vap ft <sup>3</sup> /hr	42789.1	62501.8	65578.2	42789.1
Actual ft <sup>3</sup> /hr	1433.71	2460.97	2357.42	1433.71
1b. ft <sup>3</sup>	4.84089	4.60134	4.84089	4.84089
Cp cv	1.26371	1.25469	1.26371	1.26371
Compress. factor	.687730	.693900	.687730	.687730
Th cond Btu/hr-ft-F	.220786E-01	.215043E-01	.220786E-01	.220786E-01
Visc cp	.146933E-01	.146933E-01	.146933E-01	.146933E-01

Stream No.	5	6	7	8
Phase	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
From Eq #	3	36	31	31
To Eq #	36	30	35	9
Ibmol/hr	545.800	1091.60	489.600	683.834
Temp C	218.283	218.291	187.011	199.643
Pres psia	464.700	464.700	296.700	297.700
Enth Mtu/cu/hr	7.92171	15.8433	9.14992	7.31622
Cp Vap Btu/lb-R	.568999	.568991	.492786	
Cp Liq Btu/lb-R	.681063	.681124		.609142
Mol Fraction Vapor	.319258	.319363	1.00000	.000000
Mol Fraction Water	.141875E-02	.141875E-02	.304378E-02	.484116E-03
*** Dry basis ***				
lb/hr	40994.7	81989.4	31504.1	56718.9
Average Mol Wt	75.2161	75.2161	64.5430	82.9827
Std Liq bbl/hr	146.768	293.536	123.474	191.194
Deg API	46.0425	46.0425	62.8600	35.6653
Sp Gr	.796992	.796992	.728030	.846467
lb/bbl	279.096	279.096	254.947	296.422
UDP K	11.0081	11.0081	11.8216	10.3427
Reduced Temp	.908353	.908353	.928406	.831069
Reduced Pres	.584320	.584320	.377625	.397811
- - Liquid only - -				
lb/hr	29590.4	59172.6		56718.9
Std Liq bbl/hr	101.978	203.926		191.194
- - Vapor only - -				
lb/hr	11404.3	22816.8	31504.1	
Std Liq bbl/hr	44.7898	89.6095	123.474	
Std Vap ft3/hr	62368.2	124777.	175192.	
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	75.1350	75.1350	64.4014	82.9512
- - Liquid only - -				
lb/hr	29595.7	59183.1		56724.8
Std Liq bbl/hr	101.993	203.956		191.211
Actual bbl/hr	146.995	293.951		257.377
lb/bbl	201.322	201.321		220.379
Sf tens dyna/cm	4.64816	4.64784		6.69348
Th cond Btu/hr-ft-F	.458322E-01	.458317E-01		.495003E-01
Visc cp	.860888E-01	.860886E-01		.107714
- - Vapor only - -				
lb/hr	11413.0	22834.3	31530.9	
Std Vap ft3/hr	62561.8	125165.	175782.	
Actual ft3/hr	2480.37	4962.39	11421.1	
lb/ft3	4.60134	4.60147	2.76077	
Cp/Cv	1.23468	1.23466	1.15737	
Compress. factor	.696909	.696901	.778755	
Th cond Btu/hr-ft-F	.215983E-01	.215981E-01	.193565E-01	
Visc cp	.147889E-01	.147891E-01	.130577E-01	



Stream No.	9	10	11	12
Phase	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid
From Eqp #	32	35	7	35
To Eqp #	31	25	35	6
lbmol/hr	81.8549	489.600	1073.16	1073.16
Temp C	44.7758	126.667	84.5001	151.398
Pres psia	296.700	280.700	601.700	584.700
Enth MMDtu/hr	-.575687E-01	3.82895	3.04803	7.68900
Cp Vap Btu/lb-R		.510801		
Cp Liq Btu/lb-R	.399215	.536682	.473790	.580608
Mol Fraction Vapor	.000000	.27728	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.333110E-02	.304378E-02	.129878E-02	.129878E-02
*** Dry basis ***				
lb/hr	6235.14	31504.1	73794.0	73794.0
Average Mol Wt	76.4278	64.5430	68.8527	68.8527
Std Liq bbl/hr	21.1376	123.474	272.023	272.023
Deg API	36.6159	62.8600	51.3032	51.3032
Sp Gr	.841681	.728030	.774057	.774057
lb/bbl	294.746	254.947	271.064	271.064
UOP K	10.3001	11.8216	11.2069	11.2069
Reduced Temp	.577430	.806657	.690098	.819181
Reduced Pres	.401541	.357261	.758052	.736633
- - Liquid only - -				
lb/hr	6235.14	24582.5	73794.0	73794.0
Std Liq bbl/hr	21.1376	89.5459	272.023	272.023
- - Vapor only - -				
lb/hr		6921.79		
Std Liq bbl/hr		33.9278		
Std Vap ft3/hr		48825.5		
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	76.2332	64.4015	68.7867	68.7867
- - Liquid only - -				
lb/hr	6240.06	24592.6	73819.1	73819.1
Std Liq bbl/hr	21.1517	89.5753	272.095	272.095
Actual bbl/hr	21.8728	107.358	299.170	344.517
lb/bbl	285.267	229.052	246.727	214.252
Sf tens dyne/cm	22.0618	6.98711	9.08574	5.70729
Th cond Btu/hr-ft-F	.755112E-01	.518280E-01	.584527E-01	.500512E-01
Visc cp	.395407	.108146	.192697	.113408
- - Vapor only - -				
lb/hr		6938.37		
Std Vap ft3/hr		49171.2		
Actual ft3/hr		3032.03		
lb/ft3		2.28836		
Cp/Cv		1.17648		
Compress. factor		.804757		
Th cond Btu/hr-ft-F		.232811E-01		
Visc cp		.116944E-01		

Stream No.	13	14	15	16
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eqp #	5	Feed	4	7
To Eqp #	4	4	Product	6
lbmol/hr	1192.40	2000.00	2000.00	119.240
Temp C	145.238	258.543	183.185	84.5001
Pres psia	524.700	664.700	654.700	601.700
Enth MMBtu/hr	8.02826	-3.40986	-8.82992	.338670
Cp Liq Btu/lb-R	.570626	1.17095	1.05304	.473791
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.129881E-02	1.00000	1.00000	.129874E-02
*** Dry basis ***				
lb/hr	81993.4	.000000	.000000	8199.34
Average Mol Wt	68.8527			68.8527
Std Liq bbl/hr	302.248			30.2248
Deg API	51.3031			51.3032
Sp Gr	.774057			.774057
lb/bbl	271.064			271.064
UOP K	11.2069			11.2069
Reduced Temp	.807295			.690098
Reduced Pres	.661044			.758051
-- Liquid only --				
lb/hr	81993.4			8199.34
Std Liq bbl/hr	302.248			30.2248
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	68.7867	18.0200	18.0200	68.7867
-- Liquid only --				
lb/hr	82021.3	36040.0	36040.0	8202.13
Std Liq bbl/hr	302.328	102.916	102.916	30.2328
Actual bbl/hr	377.778	140.932	123.820	33.2411
lb/bbl	217.098	255.707	291.046	246.727
Sf tens dyne/cm	5.90739	24.1057	41.5793	9.08574
Th cond Btu/hr-ft-R	.305784E-01	.353525	.390240	.584527E-01
Visc cp	.117490	.104556	.146413	.192697

Stream No.	17	18	19	20
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	6		8	Feed
To Eq #	5	8	7	8
lbmol/hr	1192.40	1191.30	1192.40	1.10000
Temp C	145.309	85.0890	84.5001	254.490
Pres psia	584.700	172.144	601.700	621.700
Enth MMBtu/hr	8.02767	3.38875	3.38670	-.204673E-02
Cp Liq Btu/lb-R	.568023	.480385	.473795	1.17925
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.129881E-02	.376673E-03	.129881E-02	1.00000
*** Dry basis ***				
lb/hr	81993.4	81993.4	81993.4	.000000
Average Mol Wt	68.8527	68.8527	68.8527	
Std Liq bbl/hr	302.248	302.248	302.248	
Deg API	51.3031	51.3031	51.3031	
Sp Gr	.774057	.774057	.774057	
lb/bbl	271.064	271.064	271.064	
UOP K	11.2069	11.2069	11.2069	
Reduced Temp	.807432	.691234	.690098	
Reduced Pres	.736635	.216876	.758052	
- - Liquid only - -				
lb/hr	81993.4	81993.4	81993.4	
Std Liq bbl/hr	302.248	302.248	302.248	
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	68.7867	68.8336	68.7867	18.0200
- - Liquid only - -				
lb/hr	82021.3	82001.5	82021.3	19.8220
Std Liq bbl/hr	302.328	302.271	302.328	.566041E-01
Actual bbl/hr	376.863	335.872	332.411	.758941E-01
lb/bbl	217.625	244.126	246.727	257.763
Sf tens dyne/cm	5.92898	8.71492	9.08374	25.0742
Th cond Btu/hr-ft-F	.506173E-01	.578635E-01	.584527E-01	.356154
Visc cp	.117442	.190962	.192697	.106291

Stream No.	21	22	23	24
Phase	Liquid	Liquid	Mixed	Liquid
From Eqp #	23	25	9	25
To Eqp #	25	Product	10	16
lbmol/hr	98.4000	2.15397	683.860	584.256
Temp C	38.4977	37.7722	137.082	112.296
Pres psia	279.700	274.700	57.7000	285.580
Enth MMStu/hr	-1.92303	.109246E-01	7.31674	2.05558
Cp Vap Btu/lb-R			.379291	
Cp Liq Btu/lb-R	.374904	.726381	.491101	.535818
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.481056	.000000
Mol Fraction Water	.101624E-02	.987051E-03	.484008E-03	.104467E-06
*** Dry basis ***				
lb/hr	7678.51	94.1143	56721.0	39088.4
Average Mol Wt	78.1130	43.7386	82.9826	66.9029
Std Liq bbl/hr	24.7930	.533271	191.201	147.733
Deg API	28.6217	149.490	35.6653	55.9254
Sp Gr	.883703	.503576	.846468	.754967
lb/bbl	309.461	176.346	296.422	264.379
UOP K	9.73000	14.8030	10.3427	11.4587
Reduced Temp	.554375	.843476	.721100	.758671
Reduced Pres	.393719	.440624	.771034E-01	.366551
-- Liquid only --				
lb/hr	7678.51	94.1143	32095.2	39088.4
Std Liq bbl/hr	24.7930	.533271	105.433	147.733
-- Vapor only --				
lb/hr			24625.8	
Std Liq bbl/hr			85.7681	
Std Vap ft3/hr			117963.	
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	78.0519	43.7132	82.9512	66.9029
-- Liquid only --				
lb/hr	7680.31	94.1526	32095.2	39088.4
Std Liq bbl/hr	24.7981	.533380	105.434	147.733
Actual bbl/hr	25.4243	.570203	123.198	173.968
lb/bbl	302.061	165.108	260.499	224.670
Sf tens dyne/cm	26.4385	5.34127	14.4415	5.81885
Th cond Btu/hr-ft-F	.814627E-01	.503486E-01	.602638E-01	.496976E-01
Visc cp	.508175	.878793E-01	.201894	.970535E-01
-- Vapor only --				
lb/hr			24631.5	
Std Vap ft3/hr			118112.	
Actual ft3/hr			41958.6	
lb/ft3			.588445	
Cp/Cv			1.08493	
Compress. factor			.926609	
Th cond Btu/hr-ft-F			.128509E-01	
Visc cp			.105449E-01	

Stream No.	25	26	27	28
Phase	Vapor	Vapor	Liquid	Mixed
From Eq #	10	11	10	34
To Eq #	11	34	33	24
lbmol/hr	328.974	328.974	354.886	683.505
Temp C	137.082	135.911	137.082	129.156
Pres psia	57.7000	46.7000	57.7000	46.7000
Enth MMBtu/hr	5.36244	5.36267	1.95429	7.31500
Cp Vap Btu/lb-R	.379313	.376308		.369989
Cp Liq Btu/lb-R			.491135	.452827
Mol Fraction Vapor	1.00000	1.00000	.000000	.522005
Mol Fraction Water	.948997E-03	.948997E-03	.529714E-04	.484259E-03
*** Dry basis ***				
lb/hr	24625.8	24625.8	32095.2	56688.9
Average Mol Wt	74.9275	74.9275	90.4429	82.9787
Std Liq bbl/hr	85.7678	85.7678	105.434	191.096
Deg API	41.2163	41.2163	31.4061	35.6677
Sp Gr	.819262	.819262	.868598	.846455
lb/bbl	286.895	286.895	304.172	296.417
UOP K	10.6345	10.6345	10.0724	10.3428
Reduced Temp	.755289	.753133	.696669	.707183
Reduced Pres	.757253E-01	.612889E-01	.818980E-01	.624030E-01
- - Liquid only - -				
lb/hr			32095.2	29833.0
Std Liq bbl/hr			105.434	97.9806
- - Vapor only - -				
lb/hr	24625.8	24625.8		26855.9
Std Liq bbl/hr	85.7678	85.7678		93.1155
Std Vap ft3/hr	117963.	117963.		127946.
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	74.8735	74.8735	90.4390	82.9473
- - Liquid only - -				
lb/hr			32095.6	29833.3
Std Liq bbl/hr			105.435	97.9813
Actual bbl/hr			123.198	113.000
lb/bbl			260.499	263.991
Sf tens dyn/cm			14.4415	15.3911
Th cond Btu/hr-ft-F			.602638E-01	.613804E-01
Visc cp			.201894	.217066
- - Vapor only - -				
lb/hr	24631.4	24631.4		26861.6
Std Vap ft3/hr	118112.	118112.		128100.
Actual ft3/hr	41858.5	52363.6		55632.6
lb/ft3	.588445	.470391		.482839
Cp/Cv	1.08499	1.08305		1.08456
Compress. factor	.926609	.940861		.937133
Th cond Btu/hr-ft-F	.128509E-01	.127835E-01		.123495E-01
Visc cp	.105449E-01	.104716E-01		.102990E-01

Stream No.	29	30	31	32
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eqp #	24	37	24	12
To Eqp #	37	12	38	Product
lbmol/hr	588.975	2.29565	98.1553	2.29565
Temp C	43.3000	43.3000	209.663	43.7498
Pres psia	39.7000	39.7000	50.7000	108.700
Enth MMBtu/hr	-.481426	-.188286E-02	1.67312	-.182413E-02
Cp Liq Btu/lb-R	.400172	.400147	.584297	.398754
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.333109E-02	.333110E-02	.000000	.333110E-02
*** Dry basis ***				
lb/hr	44711.6	174.867	11977.2	174.867
Average Mol Wt	76.4277	76.4277	122.023	76.4277
Std Liq bbl/hr	151.576	.592813	39.5198	.592813
Deg API	36.6159	36.6159	32.1279	36.6159
Sp Gr	.841681	.841681	.864767	.841681
lb/bbl	294.746	294.746	302.830	294.746
UOP K	10.3001	10.3001	10.5977	10.3001
Reduced Temp	.574750	.574750	.761067	.575567
Reduced Pres	.937282E-01	.937282E-01	.109022	.147110
-- Liquid only --				
lb/hr	44711.6	174.867	11977.2	174.867
Std Liq bbl/hr	151.576	.592813	39.5198	.592813
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	76.2332	76.2332	122.023	76.2332
-- Liquid only --				
lb/hr	44746.9	175.005	11977.2	175.005
Std Liq bbl/hr	151.677	.593207	39.5198	.593207
Actual bbl/hr	156.954	.613846	50.1371	.613774
lb/bbl	285.073	285.073	238.871	285.107
Sf tens dyne/cm	22.2374	22.2374	9.74020	22.1825
Th cond Btu/hr-ft-F	.757848E-01	.757848E-01	.524031E-01	.756998E-01
Visc cp	.402672	.402672	.193612	.400467

Stream No.	33	34	35	36
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	37	13	14	14
To Eq #	13	14	15	32
lbmol/hr	584.678	584.678	502.823	81.8549
Temp C	43.3000	44.6493	44.6493	44.6493
Pres psia	39.7000	334.000	334.000	334.000
Enth MMBtu/hr	- .479543	- .411198	- .353630	- .575677E-01
Enth liq Btu/lb-R	.400147	.398972	.378771	.378785
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.333112E-02	.333112E-02	.333111E-02	.333110E-02
*** Dry basis ***				
lb/hr	44536.7	44536.7	38301.6	6235.14
Average Mol Wt	76.4277	76.4277	76.4277	76.4278
Std Liq bbl/hr	150.983	150.983	129.846	21.1376
Deg API	36.6159	36.6159	36.6160	36.6159
Sp.Gr	.841681	.841681	.841681	.841681
lb/bbl	294.746	294.746	294.743	294.746
LOP K	10.3001	10.3001	10.3001	10.3001
Reduced Temp	.574750	.577200	.577200	.577200
Reduced Pres	.537283E-01	.452021	.452021	.452021
-- Liquid only --				
lb/hr	44536.7	44536.7	38301.6	6235.14
Std Liq bbl/hr	150.983	150.983	129.846	21.1376
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	76.2332	76.2332	76.2332	76.2332
-- Liquid only --				
lb/hr	44571.8	44571.8	38331.8	6240.06
Std Liq bbl/hr	151.083	151.083	129.932	21.1517
Actual bbl/hr	156.340	156.153	134.291	21.8614
lb/bbl	285.073	285.415	285.415	285.415
Sf tens dynes/cm	22.2374	22.0860	22.0860	22.0860
Th cond Btu/hr-ft-F	.757848E-01	.753456E-01	.753456E-01	.753456E-01
Visc cp	.402672	.396098	.396098	.396098

Stream No.	37	38	39	40
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	15	16	20	19
To Eq #	16	20	21	21
lbmol/hr	502.823	1087.08	1087.08	103.661
Temp C	44.8803	82.1946	82.8378	41.7715
Pres psia	266.000	266.000	587.000	587.000
Enth MMBtu/hr	- .353630	2.50195	2.64717	.510993
Cp Liq Btu/lb-R	.399407	.463300	.461821	.686832
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.333111E-02	.154087E-02	.154087E-02	.000000
*** Dry basis ***				
lb/hr	38301.6	77390.0	77390.0	4387.17
Average Mol Wt	76.4277	71.3007	71.3007	42.3223
Std Liq bbl/hr	129.846	277.578	277.578	23.9696
Deg API	36.6160	46.3689	46.3689	139.442
Sp Gr	.841681	.795530	.795530	.522253
lb/bbl	294.745	278.584	278.584	182.886
UOP K	10.3001	10.9237	10.9237	14.1889
Reduced Temp	.577620	.672298	.675407	.860033
Reduced Pres	.359993	.346642	.764957	.869974
- - Liquid only - -				
lb/hr	38301.6	77390.0	77390.0	4387.17
Std Liq bbl/hr	129.846	277.578	277.578	23.9696
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	76.2332	71.2186	71.2186	42.3223
- - Liquid only - -				
lb/hr	38331.8	77420.2	77420.2	4387.17
Std Liq bbl/hr	129.932	277.665	277.665	23.9696
Actual bbl/hr	134.419	304.573	303.513	25.6792
lb/bbl	285.144	254.172	255.060	170.832
Sf tens dyn/cm	22.0417	11.4325	11.2612	4.89877
Th cond Btu/hr-ft-F	.754827E-01	.606270E-01	.604150E-01	.539982E-01
Visc cp	.394984	.186194	.181356	.334803



Stream No.	41	42	43	44
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eqp #	Feed	28	29	18
To Eqp #	17	29	17	19
lbmol/hr	102.160	1.50100	1.50100	103.661
Temp C	37.7700	37.8108	38.3137	42.0535
Pres psia	239.700	264.700	319.700	692.000
Enth MMBtu/hr	.487172	.763993E-02	.767026E-02	.510991
En liq Btu/lb-R	.713213	.720270	.715817	.676269
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.000000	.635359E-06	.635359E-06	.000000
*** Dry basis ***				
lb/hr	4320.98	66.1849	66.1849	4387.17
Average Mol Wt	42.2962	44.0939	44.0939	42.3223
Std Liq bbl/hr	23.5974	.372266	.372266	23.9696
Deg API	139.319	147.428	147.428	139.442
Sp Gr	.522489	.507299	.507299	.522253
lb/bbl	182.969	177.649	177.649	182.886
UDP K	14.1812	14.7100	14.7100	14.1889
Reduced Temp	.849241	.840844	.842204	.860803
Reduced Pres	.354827	.429463	.518698	1.02559
-- Liquid only --				
lb/hr	4320.98	66.1849	66.1849	4387.17
Std Liq bbl/hr	23.5974	.372266	.372266	23.9696
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	42.2962	44.0939	44.0939	42.3223
-- Liquid only --				
lb/hr	4320.98	66.1850	66.1850	4387.17
Std Liq bbl/hr	23.5974	.372266	.372266	23.9696
Actual bbl/hr	25.3592	.397821	.397362	25.5638
lb/bbl	170.378	166.355	166.548	171.603
Sf tens dyne/cm	5.36789	5.54965	5.49318	4.86598
Th cond Btu/hr-ft-F	.350436E-01	.506012E-01	.504334E-01	.530799E-01
Visc cp	.335903	.899214E-01	.892750E-01	.335180

Stream No.	45	46	47	48
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eqp #	17	21	Feed	22
To Eqp #	18		22	23
lbmol/hr	103.661	1190.74	98.4000	98.4000
Temp C	37.7325	81.2812	37.0000	38.3496
Pres psia	239.700	601.700	3.38106	321.000
Enth MMBtu/hr	.494842	3.15817	-.194296	-.182304
Cp Liq Btu/lb-R	.713344	.469817	.375382	.374631
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.000000	.140673E-02	.101624E-02	.101624E-02
*** Dry basis ***				
lb/hr	4387.17	81777.1	7678.51	7678.51
Average Mol Wt	42.3223	68.7744	78.1130	78.1130
Std Liq bbl/hr	23.9696	301.548	24.7930	24.7930
Deg API	139.442	51.3620	28.6217	28.6217
Sp Gr	.522253	.773808	.883703	.883703
lb/bbl	182.886	270.977	309.461	309.461
UQP K	14.1889	11.2084	9.73000	9.73000
Reduced Temp	.849003	.684307	.551711	.554112
Reduced Pres	.355252	.758722	.304087E-02	.451855
-- Liquid only --				
lb/hr	4387.17	81777.1	7678.51	7678.51
Std Liq bbl/hr	23.9696	301.548	24.7930	24.7930
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	42.3223	68.7030	78.0519	78.0519
-- Liquid only --				
lb/hr	4387.17	81807.3	7680.31	7680.31
Std Liq bbl/hr	23.9696	301.634	24.7981	24.7981
Actual bbl/hr	25.7537	329.889	25.4335	25.4119
lb/bbl	170.338	247.965	301.953	302.209
Sf tens dyne/cm	5.37819	9.82634	26.6345	26.4379
Th cond Btu/hr-ft-F	.549814E-01	.593826E-01	.817397E-01	.814901E-01
Visc cp	.379908	.201421	.317472	.509086

Stream No.	50	51	52	54
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	26	Feed	27	25
To Eq #	27	27	28	26
lbmol/hr	.100015E-02	1.50000	1.50100	.999993E-03
Temp C	38.3431	37.7700	37.8108	37.7722
Pres psia	326.700	250.000	264.700	274.700
Enth MMBtu/hr	.509722E-05	.763483E-02	.763993E-02	.907271E-05
Cp Liq Btu/lb-R	.717757	.721994	.720290	.726367
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.100393E-02	.000000	.635359E-06	.987209E-03
*** Dry basis ***				
lb/hr	.439296E-01	66.1410	66.1849	.436951E-01
Average Mol Wt	43.9672	44.0940	44.0939	43.7386
Std Liq bbl/hr	.247736E-03	.372018	.372266	.247586E-03
Deg API	148.160	147.428	147.428	149.490
Sp Gr	.505972	.507300	.507299	.503576
lb/bbl	177.185	177.650	177.649	176.346
UOP K	14.7432	14.7100	14.7100	14.8030
Reduced Temp	.843255	.840733	.840644	.843476
Reduced Pres	.527880	.405614	.429463	.440624
-- Liquid only --				
lb/hr	.439296E-01	66.1410	66.1849	.436951E-01
Std Liq bbl/hr	.247736E-03	.372018	.372266	.247586E-03
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	43.9411	44.0940	44.0939	43.7132
-- Liquid only --				
lb/hr	.439477E-01	66.1410	66.1850	.437129E-01
Std Liq bbl/hr	.247787E-03	.372018	.372266	.247636E-03
Actual bbl/hr	.264499E-03	.397824	.397821	.264732E-03
lb/bbl	166.141	166.244	166.335	165.108
Sf tens dyne/cm	5.41748	5.55424	5.54965	5.34127
Th cond Btu/hr-ft-F	.503415E-01	.506149E-01	.506012E-01	.503486E-01
Visc cp	.886147E-01	.899725E-01	.899214E-01	.878793E-01

Stream No.	55	56	57	58
Phase	Mixed	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	30	33	33	38
To Eq #	31	Product	34	39
lbmol/hr	1091.60	.354886	354.531	98.1553
Temp C	199.815	137.082	137.082	209.815
Pres psia	297.700	57.7000	57.7000	77.7000
Enth MMBtu/hr	15.8439	.195429E-02	1.95234	1.67513
Cp Vap Btu/lb-R	.499331			
Cp Liq Btu/lb-R	.609216	.491144	.491131	.583849
Mol Fraction Vapor	.495666	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.141875E-02	.530735E-04	.530245E-04	.000000
*** Dry basis ***				
lb/hr	81907.4	32.0952	32063.1	11977.2
Average Mol Wt	75.2161	90.4429	90.4429	122.023
Std Liq bbl/hr	293.536	.105434	105.328	39.5198
Deg API	46.0425	31.4061	31.4061	32.1279
Sp Gr	.796992	.868599	.868598	.864767
lb/bbl	279.096	304.172	304.172	302.830
UDP K	11.0081	10.0724	10.0724	10.5977
Reduced Temp	.874217	.696669	.696669	.761307
Reduced Pres	.374332	.818981E-01	.818981E-01	.167081
- - Liquid only - -				
lb/hr	45740.0	32.0952	32063.1	11977.2
Std Liq bbl/hr	154.187	.105434	105.328	39.5198
- - Vapor only - -				
lb/hr	36249.4			
Std Liq bbl/hr	139.349			
Std Vap ft <sup>3</sup> /hr	193740.			
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	75.1350	90.4391	90.4390	122.023
- - Liquid only - -				
lb/hr	45744.8	32.0956	32063.5	11977.2
Std Liq bbl/hr	154.201	.105435	105.329	39.5198
Actual bbl/hr	207.575	.123195	125.075	50.0840
lb/bbl	220.360	260.499	260.499	239.124
Sf tens dynes/cm	6.69247	14.4415	14.4415	9.72736
Th cond Btu/hr-ft-F	.494818E-01	.602638E-01	.602638E-01	.523971E-01
Visc cp	.107761	.201894	.201894	.193504
- - Vapor only - -				
lb/hr	36272.5			
Std Vap ft <sup>3</sup> /hr	194261.			
Actual ft <sup>3</sup> /hr	12944.4			
lb/ft <sup>3</sup>	2.80218			
Cp/Cv	1.14871			
Compress. factor	.779664			
Th cond Btu/hr-ft-F	.198421E-01			
Visc cp	.132601E-01			

Stream No.	59	60	61	62
Phase	Mixed	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	39	46	46	46
To Eq #	46	Product	43	40
lbmol/hr	98.1553	1.00603	4.14743	75.0001
Temp C	180.875	43.3278	241.161	174.595
Pres psia	27.7000	19.7000	29.7000	25.0077
Enth MMBtu/hr	1.67534	-9.18842E-03	.107510	1.17214
Cp Vap Btu/lb-R	.448650			
Cp Liq Btu/lb-R	.551332	.413511	.607210	.544435
Mol Fraction Vapor	.257731	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.000000	.000000	.000000	.000000
*** Dry Basis ***				
lb/hr	11977.2	120.990	673.329	11182.9
Average Mol Wt	122.023	120.264	162.270	120.247
Std Liq bbl/hr	39.5198	.399658	2.23617	36.8840
Deg API	32.1279	32.3093	33.1939	32.0617
Sp Gr	.864767	.863809	.859170	.865117
lb/bbl	302.830	302.495	300.870	302.952
UOP K	10.5977	10.5904	11.0837	10.5761
Reduced Temp	.715689	.501829	.748266	.709444
Reduced Pres	.595643E-01	.425080E-01	.835828E-01	.537974E-01
- - Liquid only - -				
lb/hr	9156.12	120.990	673.329	11182.9
Std Liq bbl/hr	30.2125	.399658	2.23617	36.8840
- - Vapor only - -				
lb/hr	2821.10			
Std Liq bbl/hr	9.30723			
Std Vap ft3/hr	8375.91			
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	122.023	120.264	162.270	120.247
- - Liquid only - -				
lb/hr	9156.12	120.990	673.329	11182.9
Std Liq bbl/hr	30.2125	.399658	2.23617	36.8840
Actual bbl/hr	34.5980	.711140	2.68163	44.3416
lb/bbl	250.161	294.255	235.277	252.180
St tens dyne/cm	12.2677	25.6431	9.44087	12.7005
Th cond Btu/hr-ft-F	.540821E-01	.702216E-01	.445487E-01	.546613E-01
Visc cp	.217457	.584993	.178505	.222066
- - Vapor only - -				
lb/hr	2821.10			
Std Vap ft3/hr	8375.95			
Actual ft3/hr	6911.48			
lb/ft3	.408176			
Cp/Cv	1.04016			
Compress. factor	.935543			
Th cond Btu/hr-ft-F	.202069E-01			
Visc cp	.962707E-02			

Stream No.	63	64	65	66
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	40	41	42	43
To Eq #	41	42	Product	44
lbmol/hr	93.0001	93.0001	93.0001	4.14943
Temp C	174.961	46.0000	46.1176	44.0000
Pres psia	110.700	95.7000	64.7000	24.7000
Enth mmBtu/hr	1.17741	- .636048E-01	- .636042E-01	- .154232E-01
Cp Liq Btu/lb-R	.543786	.414660	.414834	.418091
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.000000	.000000	.000000	.000000
*** Dry basis ***				
lb/hr	11182.9	11182.9	11182.9	673.329
Average Mol Wt	120.247	120.247	120.247	162.270
Std Liq bbl/hr	36.8840	36.8840	36.8840	2.23617
Deg API	32.0617	32.0617	32.0617	33.1939
Sp Gr	.865117	.865117	.865117	.859170
lb/bbl	302.952	302.952	302.952	300.870
UOP K	10.5761	10.5761	10.5761	11.0837
Reduced Temp	.710024	.505687	.505674	.461419
Reduced Pres	.238141	.205873	.139185	.695117E-01
- - Liquid only - -				
lb/hr	11182.9	11182.9	11182.9	673.329
Std Liq bbl/hr	36.8840	36.8840	36.8840	2.23617
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	120.247	120.247	120.247	162.270
- - Liquid only - -				
lb/hr	11182.9	11182.9	11182.9	673.329
Std Liq bbl/hr	36.8840	36.8840	36.8840	2.23617
Actual bbl/hr	44.2322	38.0257	38.0390	2.29675
lb/bbl	252.803	294.066	293.963	293.143
St tens dyn/cm	12.6674	25.4110	25.3985	26.8589
Th cond Btu/hr-ft-F	.546370E-01	.697727E-01	.697513E-01	.659265E-01
Visc cp	.221700	.568588	.567830	.443718

Stream No.	67	68
Phase	Liquid	Liquid
From Equip #	44	45
To Equip #	45	Product
lbmol/hr	4.14943	4.14943
Temp C	44.1631	44.2972
Pres psia	97.7000	64.7000
Enth HMRtu/hr	-.151907E-01	-.151901E-01
Cp Liq Btu/lb-R	.418152	.416337
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.000000	.000000
*** Dry basis ***		
lb/hr	673.329	673.329
Average Mol Wt	162.270	162.270
Std Liq bbl/hr	2.23617	2.23617
Deg API	33.1939	33.1939
Sp Gr	.859170	.859170
lb/bbl	300.870	300.870
UDP K	11.0837	11.0837
Reduced Temp	.461656	.461851
Reduced Pres	.274951	.182081
-- Liquid only --		
lb/hr	673.329	673.329
Std Liq bbl/hr	2.23617	2.23617
*** Wet basis ***		
Average Mol Wt	162.270	162.270
-- Liquid only --		
lb/hr	673.329	673.329
Std Liq bbl/hr	2.23617	2.23617
Actual bbl/hr	2.29630	2.29695
lb/bbl	293.201	293.118
Sf tens dyne/cm	26.8426	26.8292
Th cond Btu/hr-ft-F	.443448	.443227
Visc cp		

TABLA B.2. BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA CASO DISEÑO

Pág. 161

Stream No.	1	2	3	4
Temp C	193.300	218.200	193.000	193.000
Pres psia	514.700	464.700	214.700	514.700
Enth MMBtu/hr	0.72410	7.92191	13.4498	6.72410
Vapor mole fraction	.199998	.310258	.199998	.199998
Total lbmol/hr	596.200	545.300	1192.40	596.200
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	402.200	354.017	604.580	402.200
Water	.774331	.774331	1.54866	.774331
Ethane	.313533E-01	.313533E-01	.627066E-01	.313533E-01
Propane	125.687	125.630	251.334	125.687
Propylene	50.2560	.100000E-14	100.500	50.2560
I-Propyl-Benzene	9.30000	95.1818	18.6000	9.30000
SecButyl-Benzene	.332923E-03	.100333	.665847E-03	.332923E-03
1-Nonene	3.37500	3.37500	6.75000	3.37500
1-Hexene	4.18970	4.18970	8.37941	4.18970
1-Butene	.100000E+00	.000000	.200000	.100000E+00
N-Propyl-Benzene	.487952E-02	.156933	.795905E-02	.487952E-02
Ethylene	.500000E-01	.100000E-14	.100000E+00	.500000E-01
Ethyl-Benzene	.492007E-01	.992008E-01	.984015E-01	.492007E-01
M-Diisopropyl Ben	.657795E-04	.689532	.131559E-03	.657795E-04
P-Diisopropyl Ben	.614545E-04	1.22718	.122037E-03	.614545E-04
Cs-2-Butene	.309549E-01	.309549E-01	.799302E-01	.309549E-01
Ts-2-Butene	.309549E-01	.309549E-01	.799302E-01	.309549E-01
I-Butane	.362083E-01	.351432E-01	.704100E-01	.362083E-01
Tert-Butylbenzen	.437546E-04	.131082E-01	.675052E-04	.437546E-04
Stream No.	5	6	7	8
Temp C	218.200	218.201	197.011	193.000
Pres psia	464.700	464.700	205.700	237.700
Enth MMBtu/hr	7.92191	15.7430	0.48392	7.31622
Vapor mole fraction	.310258	.519303	1.00000	.000000
Total lbmol/hr	545.300	1031.00	409.600	583.334
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	354.017	708.033	277.778	409.000
Water	.774331	1.54866	1.49025	.301610
Ethane	.313533E-01	.627066E-01	.645770E-01	.344670E-01
Propane	125.680	251.360	201.310	59.1354
Propylene	.100000E-14	.000000E-14	.100000E-07	.100000E-07
I-Propyl-Benzene	95.1818	110.303	3.53587	109.024
SecButyl-Benzene	.100333	.100006	.981572E-03	.200291
1-Nonene	3.37500	6.75000	1.17294	6.47493
1-Hexene	4.18970	8.37941	4.04798	6.63280
1-Butene	.000000	.000000E-14	.100000E-07	.100000E-07
N-Propyl-Benzene	.156933	.113675	.340304E-02	.101120
Ethylene	.100000E-14	.000000E-14	.100000E-07	.100000E-07
Ethyl-Benzene	.992008E-01	1.98402	.348055E-01	.189999
M-Diisopropyl Ben	.689532	1.37919	.604104E-04	1.37916
P-Diisopropyl Ben	1.22718	2.77431	.589326E-04	2.77420
Cs-2-Butene	.309549E-01	.799302E-01	.642189E-01	.309549E-01
Ts-2-Butene	.309549E-01	.799302E-01	.642189E-01	.309549E-01
I-Butane	.704100E-01	.200291	.204579E-01	.10.7040E-01
Tert-Butylbenzen	.131082E-01	.675052E-01	.377870E-04	.681990E-01



Stream No.	9	10	11	12
Temp C	44.7758	126.667	84.5001	151.398
Pres psia	296.700	280.700	601.700	584.700
Enth MMBtu/hr	-3.75687E-01	3.82295	3.04803	7.68900
Vapor mole fraction	.000000	.279726	.000000	.000000
Total lbmol/hr	81.8549	489.600	1073.16	1073.16
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	69.6835	277.778	724.122	724.122
Water	.272668	1.49025	1.39380	1.39380
Ethane	.131732E-02	.545770E-01	.564359E-01	.564359E-01
Propane	8.10682	201.330	226.201	226.201
Propylene	.139443E-10	.100000E-07	90.4500	90.4500
I-Propyl-Benzene	2.19705	3.53587	16.7400	16.7400
SecButyl-Benzene	.656122E-05	.381572E-03	.599262E-03	.599262E-03
1-Nonene	.854184	1.17674	6.37500	6.37500
1-Hexene	.701608	4.04798	7.54147	7.54147
1-Butene	.139434E-10	.100000E-07	.180000	.180000
N-Propyl-Benzene	.865389E-03	.340304E-02	.878368E-02	.878368E-02
Ethylene	.139449E-10	.100000E-07	.900000E-01	.900000E-01
Ethyl-Benzene	.264284E-01	.348255E-01	.885613E-01	.885613E-01
M-DisopropylBen	.731052E-09	.804104E-04	.154223E-03	.154223E-03
P-DisopropylBen	.616030E-10	.569326E-04	.110618E-03	.110618E-03
Cs-2-Butene	.416268E-02	.542169E-01	.719189E-01	.719189E-01
Ts-2-Butene	.400064E-02	.552211E-01	.719222E-01	.719222E-01
I-Butane	.223915E-02	.364679E-01	.687749E-01	.687749E-01
Tert-Butylbenzen	.431782E-05	.837358E-04	.787583E-04	.787583E-04
Stream No.	13	14	15	16
Temp C	145.238	258.543	183.183	84.5001
Pres psia	524.700	664.700	654.700	601.700
Enth MMBtu/hr	8.02826	-3.40986	-8.82992	-3.38670
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	1192.40	2000.00	2000.00	119.240
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	804.580	.000000	.000000	80.4580
Water	1.54866	2000.00	2000.00	1.54866
Ethane	.627066E-01	.000000	.000000	.627066E-02
Propane	251.334	.000000	.000000	25.1334
Propylene	100.500	.000000	.000000	10.0500
I-Propyl-Benzene	18.6000	.000000	.000000	1.86000
SecButyl-Benzene	.665847E-03	.000000	.000000	.665847E-04
1-Nonene	6.75000	.000000	.000000	.675000
1-Hexene	8.37941	.000000	.000000	.837941
1-Butene	.200000	.000000	.000000	.200000E-01
N-Propyl-Benzene	.975965E-02	.000000	.000000	.975965E-03
Ethylene	.100000E+00	.000000	.000000	.100000E-01
Ethyl-Benzene	.984015E-01	.000000	.000000	.984015E-02
M-DisopropylBen	.171359E-03	.000000	.000000	.171359E-04
P-DisopropylBen	.122909E-03	.000000	.000000	.122909E-04
Cs-2-Butene	.799099E-01	.000000	.000000	.799099E-02
Ts-2-Butene	.799136E-01	.000000	.000000	.799136E-02
I-Butane	.764166E-01	.000000	.000000	.764166E-02
Tert-Butylbenzen	.875092E-04	.000000	.000000	.875092E-05

Stream No.	17	18	19	20
Temp C	145.309	85.0890	84.5001	254.490
Pres psia	584.700	172.144	601.700	621.700
Enth MMBtu/hr	8.02767	3.38875	3.38670	-204673E-02
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	1192.40	1191.30	1192.40	1.10000
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	804.580	804.580	804.580	.000000
Water	1.54866	.448662	1.54866	1.10000
Ethane	.627066E-01	.627066E-01	.627066E-01	.000000
Propane	251.334	251.334	251.334	.000000
Propylene	100.500	100.500	100.500	.000000
1-Propyl-Benzene	18.6000	18.6000	18.6000	.000000
SecButyl-Benzene	.665847E-03	.665847E-03	.665847E-03	.000000
1-Nonene	6.75000	6.75000	6.75000	.000000
1-Hexene	8.37941	8.37941	8.37941	.000000
1-Butene	.200000	.200000	.200000	.000000
N-Propyl-Benzene	.975965E-02	.975965E-02	.975965E-02	.000000
Ethylene	.100000E+00	.100000E+00	.100000E+00	.000000
Ethyl-Benzene	.984015E-01	.984015E-01	.984015E-01	.000000
M-DisopropylBen	.171359E-03	.171359E-03	.171359E-03	.000000
P-DisopropylBen	.122909E-03	.122909E-03	.122909E-03	.000000
Cs-2-Butene	.799099E-01	.799099E-01	.799099E-01	.000000
Ts-2-Butene	.799136E-01	.799136E-01	.799136E-01	.000000
1-Butane	.764166E-01	.764166E-01	.764166E-01	.000000
Tert-Butylbenzen	.875092E-04	.875092E-04	.875092E-04	.000000

Stream No.	21	22	23	24
Temp C	38.4977	37.7722	137.082	112.296
Pres psia	279.700	274.700	57.7000	285.580
Enth MMBtu/hr	-.182303	.109260E-01	7.31674	2.85558
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.481056	.000000
Total lbmol/hr	98.4000	2.15387	683.860	584.256
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	98.3000	.886953E-09	499.941	376.078
Water	.100000	.212611E-02	.331010	.716088E-04
Ethane	.000000	.545172E-01	.944670E-02	.313089E-04
Propane	.000000	2.09722	58.1371	199.230
Propylene	.000000	.669310E-09	.100000E-09	.933036E-09
1-Propyl-Benzene	.000000	.000000	109.027	3.53387
SecButyl-Benzene	.000000	.000000	.200291	.381572E-03
1-Nonene	.000000	.000000	6.42537	1.17894
1-Hexene	.000000	.156798E-13	5.03305	4.04795
1-Butene	.000000	.749530E-14	.100000E-09	.100000E-07
N-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.311338	.340304E-02
Ethylene	.000000	.999421E-08	.100000E-09	.526133E-12
Ethyl-Benzene	.000000	.000000	.189996	.340255E-01
M-DisopropylBen	.000000	.000000	1.37910	.804104E-04
P-DisopropylBen	.000000	.000000	2.77426	.569326E-04
Cs-2-Butene	.000000	.418179E-08	.298548E-01	.542170E-01
Ts-2-Butene	.000000	.615836E-08	.286925E-01	.552211E-01
1-Butane	.000000	.525916E-07	.160586E-01	.364679E-01
Tert-Butylbenzen	.000000	.000000	.261369E-01	.837358E-04

Stream No.	25	26	27	28
Temp C	137.082	135.911	137.082	129.156
Pres psia	57.7000	46.7000	57.7000	46.7000
Enth MMBtu/hr	5.36244	5.36267	1.95429	7.31500
Vapor mole fraction	1.00000	1.00000	0.00000	.522005
Total lbmol/hr	328.974	328.974	354.886	683.505
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	252.907	252.907	247.034	499.694
Water	.312193	.312193	.188165E-01	.330991
Ethane	.914747E-02	.914747E-02	.299232E-03	.944640E-02
Propane	54.3017	54.3017	3.93515	58.1332
Propylene	.933982E-10	.933982E-10	.660179E-11	.999934E-10
I-Propyl-Benzene	16.5998	16.5998	92.4276	108.935
SecButyl-Benzene	.203705E-01	.203705E-01	.179920	.200111
1-Nonene	1.34891	1.34891	5.07647	6.42030
1-Hexene	3.14208	3.14208	1.89097	5.03116
1-Butene	.870084E-10	.870084E-10	.129916E-10	.999870E-10
N-Propyl-Benzene	.405596E-01	.405596E-01	.270778	.311067
Ethylene	.974923E-10	.974923E-10	.250767E-11	.999975E-10
Ethyl-Benzene	.400579E-01	.400579E-01	.149938	.189846
M-DisopropylBen	.707257E-01	.707257E-01	1.30838	1.37779
P-DisopropylBen	.114076	.114076	2.66018	2.77160
Cs-2-Butene	.252124E-01	.252124E-01	.464234E-02	.298501E-01
Ts-2-Butene	.245098E-01	.245098E-01	.418255E-02	.286882E-01
I-Butane	.142192E-01	.142192E-01	.183932E-02	.160567E-01
Tert-Butylbenzen	.294979E-02	.294979E-02	.231871E-01	.261137E-01

Stream No.	29	30	31	32
Temp C	43.3000	43.3000	209.663	43.7498
Pres psia	39.7000	39.7000	50.7000	108.700
Enth MMBtu/hr	-.481426	-.188286E-02	1.67312	-.182413E-02
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	586.973	2.29565	98.1553	2.29565
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	499.694	1.95430	.000000	1.95430
Water	1.95528	.764708E-02	.000000	.764708E-02
Ethane	.944640E-02	.369449E-04	.000000	.369449E-04
Propane	58.1332	.227359	.000000	.227359
Propylene	.999934E-10	.391074E-12	.000000	.391074E-12
I-Propyl-Benzene	15.7549	.616172E-01	93.1795	.616172E-01
SecButyl-Benzene	.470499E-04	.184012E-06	.200064	.184012E-06
1-Nonene	6.12527	.239559E-01	.295030	.239559E-01
1-Hexene	5.03116	.196768E-01	.000000	.196768E-01
1-Butene	.999870E-10	.391049E-12	.000000	.391049E-12
N-Propyl-Benzene	.620562E-02	.242702E-04	.304862	.242702E-04
Ethylene	.999975E-10	.391090E-12	.000000	.391090E-12
Ethyl-Benzene	.189515	.741194E-03	.330514E-03	.741194E-03
M-DisopropylBen	.524230E-08	.205026E-10	1.37779	.205026E-10
P-DisopropylBen	.441749E-09	.172768E-11	2.77160	.172768E-11
Cs-2-Butene	.298501E-01	.116744E-03	.000000	.116744E-03
Ts-2-Butene	.286882E-01	.112199E-03	.000000	.112199E-03
I-Butane	.160567E-01	.627978E-04	.000000	.627978E-04
Tert-Butylbenzen	.309627E-04	.121095E-06	.260828E-01	.121095E-06

Stream No.	33	34	35	36
Temp C	43.3000	44.6493	44.6493	44.6493
Pres psia	39.7000	334.000	334.000	334.000
Enth MMBtu/hr	-4.479543	-4.411198	-3.353630	-5.75677E-01
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	584.678	584.678	502.823	81.8549
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	497.739	477.739	428.056	69.6835
Water	1.94763	1.94763	1.67496	.272668
Ethane	.940946E-02	.940946E-02	.809214E-02	.131732E-02
Propane	57.9059	57.9059	49.7990	8.10682
Propylene	.996023E-10	.996023E-10	.856580E-10	.139443E-10
I-Propyl-Benzene	15.6932	15.6932	13.4962	2.19705
SecButyl-Benzene	.468659E-04	.468659E-04	.403046E-04	.656122E-05
1-Nonene	6.10131	6.10131	5.24713	.854184
1-Hexene	5.01148	5.01148	4.30988	.701608
1-Butene	.995960E-10	.995960E-10	.856525E-10	.139434E-10
N-Propyl-Benzene	.618135E-02	.618135E-02	.531596E-02	.865389E-03
Ethylene	.996064E-10	.996064E-10	.856615E-10	.139449E-10
Ethyl-Benzene	1.88774	1.88774	.162346	.264284E-01
M-DisopropylBen	.522180E-00	.522180E-08	.449075E-08	.731052E-09
P-DisopropylBen	.440022E-09	.440022E-09	.378419E-09	.616030E-10
Cs-2-Butene	.297334E-01	.297334E-01	.255707E-01	.416268E-02
Ts-2-Butene	.285760E-01	.285760E-01	.245753E-01	.400064E-02
I-Butane	.159939E-01	.159939E-01	.137548E-01	.223915E-02
Tert-Butylbenzen	.308416E-04	.308416E-04	.265237E-04	.431782E-05

Stream No.	37	38	39	40
Temp C	44.8803	82.1946	83.8378	41.7715
Pres psia	266.000	266.000	587.000	587.000
Enth MMBtu/hr	-3.353630	2.50195	2.64717	.510993
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	502.823	1087.08	1087.08	103.661
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	428.056	804.134	804.134	.431393E-12
Water	1.67496	1.67503	1.67503	.100408E-05
Ethane	.809214E-02	.812344E-02	.812344E-02	.500090E-01
Propane	49.7990	249.029	249.029	2.30099
Propylene	.856580E-10	.941602E-08	.941602E-08	100.500
I-Propyl-Benzene	13.4962	17.0321	17.0321	.000000
SecButyl-Benzene	.403046E-04	.421877E-03	.421877E-03	.000000
1-Nonene	5.24713	6.42607	6.42607	.200000E-01
1-Hexene	4.30988	8.33786	8.33786	.400000
1-Butene	.856525E-10	.100856E-07	.100856E-07	.200000
N-Propyl-Benzene	.531596E-02	.871900E-02	.871900E-02	.000000
Ethylene	.856615E-10	.861877E-10	.861877E-10	.100000
Ethyl-Benzene	.162346	.197171	.197171	.000000
M-DisopropylBen	.449075E-08	.804149E-04	.804149E-04	.000000
P-DisopropylBen	.378419E-09	.569330E-04	.569330E-04	.000000
Cs-2-Butene	.255707E-01	.797877E-01	.797877E-01	.200000E-01
Ts-2-Butene	.245753E-01	.797964E-01	.797964E-01	.200000E-01
I-Butane	.137548E-01	.502227E-01	.502227E-01	.500000E-01
Tert-Butylbenzen	.265237E-04	.110260E-03	.110260E-03	.000000

Stream No.	41	42	43	44
Temp C	37.7700	37.8108	38.3137	42.0533
Pres psia	239.700	264.700	319.700	692.000
Enth MMBtu/hr	.487172	.763993E-02	.767026E-02	.510991
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	102.160	1.50100	1.50100	103.661
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	.000000	.431393E-12	.431393E-12	.431393E-12
Water	.000000	.100408E-05	.100408E-05	.100408E-05
Ethane	.500000E-01	.903339E-05	.903339E-05	.500090E-01
Propane	.800000	1.50099	1.50099	2.30099
Propylene	100.500	.274859E-12	.274859E-12	100.500
I-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
SecButyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Nonene	.200000E-01	.000000	.000000	.200000E-01
1-Hexene	.400000	.000000	.000000	.400000
1-Butene	.200000	.000000	.000000	.200000
N-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethylene	.100000	.165598E-11	.165598E-11	.100000
Ethyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
M-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.000000
P-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.000000
Cs-2-Butene	.200000E-01	.204460E-11	.204460E-11	.200000E-01
Ts-2-Butene	.200000E-01	.301136E-11	.301136E-11	.200000E-01
1-Butane	.500000E-01	.257047E-10	.257047E-10	.500000E-01
Tert-Butylbenzen	.000000	.000000	.000000	.000000

Stream No.	45	46	47	48
Temp C	37.7325	81.2812	37.0000	38.3496
Pres psia	239.700	601.700	3.58106	321.000
Enth MMBtu/hr	.494842	3.15817	-.194296	-.182304
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	103.661	1190.74	98.4000	98.4000
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	.431393E-12	804.134	98.3000	98.3000
Water	.100408E-05	1.47503	.100000	.100000
Ethane	.500090E-01	.581325E-01	.000000	.000000
Propane	2.30099	251.330	.000000	.000000
Propylene	100.500	100.500	.000000	.000000
I-Propyl-Benzene	.000000	17.0321	.000000	.000000
SecButyl-Benzene	.000000	.421877E-03	.000000	.000000
1-Nonene	.200000E-01	6.44607	.000000	.000000
1-Hexene	.400000	8.75786	.000000	.000000
1-Butene	.200000	.200000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.000000	.871900E-02	.000000	.000000
Ethylene	.100000	.100000	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.000000	.197171	.000000	.000000
M-DisopropylBen	.000000	.804149E-04	.000000	.000000
P-DisopropylBen	.000000	.569330E-04	.000000	.000000
Cs-2-Butene	.200000E-01	.997877E-01	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.200000E-01	.997964E-01	.000000	.000000
1-Butane	.500000E-01	.100223	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.000000	.110260E-03	.000000	.000000

Stream No.	50	51	52	54
Temp C	38.3431	37.7700	37.8108	37.7722
Pres psia	326.700	250.000	264.700	274.700
Enth MMBtu/hr	.509722E-05	.763483E-02	.763393E-02	.507271E-05
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	.100015E-02	1.50000	1.50100	.999993E-03
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	.431393E-12	.000000	.431393E-12	.411792E-12
Water	.100408E-05	.000000	.100408E-05	.757106E-06
Ethane	.903337E-05	.000000	.903339E-05	.253111E-04
Propane	.990111E-03	1.50000	1.50099	.973695E-03
Propylene	.274839E-12	.000000	.274839E-12	.310746E-12
I-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
SecButyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Nonene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Hexene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethylene	.165398E-11	.000000	.165398E-11	.464009E-11
Ethyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
M-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.000000
P-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.000000
Cs-2-Butene	.204460E-11	.000000	.204460E-11	.194151E-11
Ts-2-Butene	.301136E-11	.000000	.301136E-11	.285919E-11
I-Butane	.257047E-10	.000000	.257047E-10	.244171E-10
Tert-Butylbenzen	.000000	.000000	.000000	.000000

Stream No.	55	56	57	58
Temp C	199.815	137.082	137.082	209.815
Pres psia	297.700	57.7000	57.7000	77.7000
Enth MMBtu/hr	15.8439	.195425E-02	1.95234	1.67513
Vapor mole fraction	.495666	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	1091.60	.354886	354.531	98.1553
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	708.033	.247034	246.787	.000000
Water	1.54866	.188165E-04	.187977E-01	.000000
Ethane	.627066E-01	.299232E-06	.298933E-03	.000000
Propane	251.360	.383515E-02	3.83132	.000000
Propylene	.200000E-14	.660179E-14	.659519E-11	.000000
I-Propyl-Benzene	110.363	.924276E-01	92.3352	93.1795
SecButyl-Benzene	.200666	.179920E-03	1.79740	.200664
1-Nonene	6.75000	.507647E-02	5.07139	.295030
1-Hexene	8.37941	.189097E-02	1.88907	.000000
1-Butene	.200000E-14	.129916E-13	.129782E-10	.000000
N-Propyl-Benzene	.313876	.270778E-03	.270508	.304862
Ethylene	.200000E-14	.250767E-14	.250516E-11	.000000
Ethyl-Benzene	.198402	.149938E-03	.149788	.330514E-03
M-DisopropylBen	1.37918	.130838E-02	1.30707	1.37779
P-DisopropylBen	2.77431	.266018E-02	2.65752	2.77160
Cs-2-Butene	.799099E-01	.464234E-05	.463769E-02	.000000
Ts-2-Butene	.799136E-01	.418255E-05	.417806E-02	.000000
I-Butane	.502878E-01	.183932E-05	.183748E-02	.000000
Tert-Butylbenzen	.262163E-01	.231871E-04	.231639E-01	.260828E-01

Stream No.	59	60	61	62
Temp C	180.875	43.3278	241.161	174.595
Pres psia	27.7000	19.7000	29.7000	25.0077
Enth MMBtu/hr	1.67534	-.918842E-03	.107510	1.17214
Vapor mole fraction	.237751	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	98.1553	1.00603	4.14943	93.0001
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
Water	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propylene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Propyl-Benzene	93.1795	.993118	.137706E-13	92.1866
SecButyl-Benzene	.200064	.215096E-03	.172027E-09	.199848
I-Nonane	.295030	.110715E-01	.000000	.283958
I-Hexene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.304862	.156370E-02	.183490E-14	.303297
Ethylene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.330514E-03	.204909E-04	.000000	.310024E-03
M-DisopropylBen	1.37779	.615763E-10	1.37780	.168257E-05
P-DisopropylBen	2.77160	.345151E-13	2.77163	.231262E-08
Cs-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Butane	.000000	.000000	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.260828E-01	.456629E-04	.862847E-12	.260373E-01
Stream No.	63	64	65	66
Temp C	174.961	46.0000	46.1176	44.0000
Pres psia	110.700	93.7000	64.7000	24.7000
Enth MMBtu/hr	1.17741	-.636048E-01	-.636042E-01	-.154232E-01
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	93.0001	93.0001	93.0001	4.14943
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
Water	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propylene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Propyl-Benzene	92.1866	92.1866	92.1866	.137706E-13
SecButyl-Benzene	.199848	.199848	.199848	.172027E-09
I-Nonane	.283958	.283958	.283958	.000000
I-Hexene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.303297	.303297	.303297	.183490E-14
Ethylene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.310024E-03	.310024E-03	.310024E-03	.000000
M-DisopropylBen	.168257E-05	.168257E-05	.168257E-05	1.37780
P-DisopropylBen	.231262E-08	.231262E-08	.231262E-08	2.77163
Cs-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Butane	.000000	.000000	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.260373E-01	.260373E-01	.260373E-01	.862847E-12

Stream No.	67	68
Temp C	44.1631	44.2972
Pres psia	97.7000	64.7000
Enth MMBtu/hr	-.151907E-01	-.151901E-01
Vapor mole fraction	.000000	.000000
Total lbmol/hr	4.14943	4.14943
Flowrates in lbmol/hr		
Benzene	.000000	.000000
Water	.000000	.000000
Ethane	.000000	.000000
Propane	.000000	.000000
Propylene	.000000	.000000
I-Propyl-Benzene	.139706E-13	.139706E-13
SecButyl-Benzene	.172027E-09	.172027E-09
1-Nonene	.000000	.000000
1-Hexene	.000000	.000000
1-Butene	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.183490E-14	.183490E-14
Ethylene	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.000000	.000000
M-DisopropylBen	1.37780	1.37780
P-DisopropylBen	2.77163	2.77163
Cs-2-Butene	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.000000	.000000
I-Butane	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.862847E-12	.862847E-12



## FLOW SUMMARIES

Stream No.	1	2	3	4
Temp C	193.000	218.223	193.000	193.000
Pres psia	514.700	464.700	514.700	514.700
Enth MMBtu/hr	6.72414	7.72171	13.4483	6.72416
Vapor mole fraction	.199898	.319258	.199898	.199898
Total lbmol/hr	596.200	545.800	1192.40	596.200
Component mole fractions				
Benzene	.674757	.648620	.674757	.674757
Water	.129878E-02	.141871E-02	.129878E-02	.129878E-02
Ethane	.525886E-04	.574447E-04	.525886E-04	.525886E-04
Propane	.210780	.230268	.210780	.210780
Propylene	.842838E-01	.183217E-17	.842838E-01	.842838E-01
I-Propyl-Benzene	.155988E-01	.101102	.155988E-01	.155988E-01
SecButyl-Benzene	.558409E-06	.183827E-03	.558409E-06	.558409E-06
1-Nonene	.566085E-02	.618358E-02	.566085E-02	.566085E-02
1-Hexene	.702735E-02	.767626E-02	.702735E-02	.702735E-02
1-Butene	.167729E-03	.000000	.167729E-03	.167729E-03
N-Propyl-Benzene	.818488E-05	.287537E-03	.818488E-05	.818488E-05
Ethylene	.838645E-04	.183217E-17	.838645E-04	.838645E-04
Ethyl-Benzene	.825239E-04	.181753E-03	.825239E-04	.825239E-04
M-DisopropylBen	.143709E-06	.126345E-02	.143709E-06	.143709E-06
P-DisopropylBen	.103077E-06	.254151E-02	.103077E-06	.103077E-06
Cs-2-Butene	.670160E-04	.732044E-04	.670160E-04	.670160E-04
Ts-2-Butene	.670191E-04	.732078E-04	.670191E-04	.670191E-04
I-Butane	.640864E-04	.460680E-04	.640864E-04	.640864E-04
Tert-Butylbenzen	.733891E-07	.240164E-04	.733891E-07	.733891E-07

Stream No.	5	6	7	8
Temp C	218.283	218.291	187.011	199.643
Pres psia	464.700	464.700	296.700	297.700
Enth MMBtu/hr	7.92191	15.8438	8.46992	7.31622
Vapor mole fraction	.319258	.319363	1.00000	.000000
Total lbmol/hr	545.800	1091.60	489.600	683.834
Component mole fractions				
Benzene	.648620	.648620	.567357	.731055
Water	.141871E-02	.141871E-02	.304381E-02	.484030E-03
Ethane	.574447E-04	.574447E-04	.111473E-03	.138143E-04
Propane	.230268	.230268	.411213	.850139E-01
Propylene	.183217E-17	.183217E-17	.204248E-10	.146234E-10
I-Propyl-Benzene	.101102	.101102	.722196E-02	.159431
SecButyl-Benzene	.183827E-03	.183827E-03	.779355E-06	.292894E-03
1-Nonene	.618358E-02	.618358E-02	.240796E-02	.939345E-02
1-Hexene	.767626E-02	.767627E-02	.826794E-02	.735977E-02
1-Butene	.000000	.183217E-17	.204248E-10	.146234E-10
N-Propyl-Benzene	.287537E-03	.287537E-03	.695065E-05	.455283E-03
Ethylene	.183217E-17	.183217E-17	.204248E-10	.146234E-10
Ethyl-Benzene	.181753E-03	.181753E-03	.711306E-04	.277839E-03
M-DisopropylBen	.126345E-02	.126345E-02	.164237E-06	.201672E-02
P-DisopropylBen	.254151E-02	.254151E-02	.116284E-06	.403692E-02
Cs-2-Butene	.732044E-04	.732044E-04	.110737E-03	.436580E-04
Ts-2-Butene	.732078E-04	.732078E-04	.112788E-03	.419581E-04
I-Butane	.460680E-04	.460680E-04	.744852E-04	.234831E-04
Tert-Butylbenzen	.240164E-04	.240164E-04	.171029E-06	.382211E-04

Stream No.	9	10	11	12
Temp C	44.7758	126.667	84.5001	151.398
Pres psia	296.700	280.700	601.700	584.700
Enth MMBtu/hr	-5.57687E-01	3.82895	3.04803	7.68900
Vapor mole fraction	.000000	.279728	.000000	.000000
Total lbmol/hr	81.8549	489.600	1073.16	1073.16
Component mole fractions				
Benzene	.851306	.567357	.674757	.674757
Water	.333112E-02	.304381E-02	.129878E-02	.129878E-02
Ethane	.160934E-04	.111473E-03	.525885E-04	.525885E-04
Propane	.990390E-01	.411213	.210780	.210780
Propylene	.170354E-12	.204248E-10	.842838E-01	.842838E-01
1-Propyl-Benzene	.268408E-01	.722196E-02	.155988E-01	.155988E-01
SecButyl-Benzene	.801567E-07	.779355E-06	.558409E-06	.558409E-06
1-Nonene	.104353E-01	.240796E-02	.56085E-02	.56085E-02
1-Hexene	.857136E-02	.826794E-02	.702735E-02	.702735E-02
1-Butene	.170343E-12	.204248E-10	.167729E-03	.167729E-03
N-Propyl-Benzene	.105722E-04	.695065E-05	.818488E-05	.818488E-05
Ethylene	.170361E-12	.204248E-10	.838645E-04	.838645E-04
Ethyl-Benzene	.322869E-03	.711306E-04	.825239E-04	.825239E-04
M-DisopropylBen	.893107E-11	.164237E-06	.143709E-06	.143709E-06
P-DisopropylBen	.752588E-12	.116284E-06	.103077E-06	.103077E-06
Ca-2-Butene	.508544E-04	.110737E-03	.670160E-04	.670160E-04
Ts-2-Butene	.488747E-04	.112788E-03	.670191E-04	.670191E-04
I-Butane	.273351E-04	.744852E-04	.640864E-04	.640864E-04
Tert-Butylbenzen	.527497E-07	.171029E-06	.733891E-07	.733891E-07

Stream No.	13	14	15	16
Temp C	145.238	258.943	183.183	84.5001
Pres psia	524.700	664.700	634.700	601.700
Enth MMBtu/hr	8.02826	-3.40986	-8.82992	.338670
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	1192.40	2000.00	2000.00	119.240
Component mole fractions				
Benzene	.674757	.000000	.000000	.674757
Water	.129878E-02	1.00000	1.00000	.129878E-02
Ethane	.525885E-04	.000000	.000000	.525885E-04
Propane	.210780	.000000	.000000	.210780
Propylene	.842838E-01	.000000	.000000	.842838E-01
1-Propyl-Benzene	.155988E-01	.000000	.000000	.155988E-01
SecButyl-Benzene	.558409E-06	.000000	.000000	.558409E-06
1-Nonene	.56085E-02	.000000	.000000	.56085E-02
1-Hexene	.702735E-02	.000000	.000000	.702735E-02
1-Butene	.167729E-03	.000000	.000000	.167729E-03
N-Propyl-Benzene	.818488E-05	.000000	.000000	.818488E-05
Ethylene	.838645E-04	.000000	.000000	.838645E-04
Ethyl-Benzene	.825239E-04	.000000	.000000	.825239E-04
M-DisopropylBen	.143709E-06	.000000	.000000	.143709E-06
P-DisopropylBen	.103077E-06	.000000	.000000	.103077E-06
Ca-2-Butene	.670160E-04	.000000	.000000	.670160E-04
Ts-2-Butene	.670191E-04	.000000	.000000	.670191E-04
I-Butane	.640864E-04	.000000	.000000	.640864E-04
Tert-Butylbenzen	.733891E-07	.000000	.000000	.733891E-07

Stream No.	17	18	19	20
Temp C	145.309	85.0890	84.5001	254.490
Pres psia	584.700	172.144	601.700	621.700
Enth MMBtu/hr	8.02767	3.38875	3.38670	-2.04673E-02
Vapor mole fraction	.000000	.000060	.000000	.000000
Total lbmol/hr	1192.40	1191.30	1192.40	1.10000
Component mole fractions				
Benzene	.674757	.675380	.674757	.000000
Water	.129878E-02	.376615E-03	.129878E-02	1.00000
Ethane	.525886E-04	.526371E-04	.525886E-04	.000000
Propane	.210700	.210775	.210780	.000000
Propylene	.842838E-01	.842616E-01	.842838E-01	.000000
I-Propyl-Benzene	.155988E-01	.156132E-01	.155988E-01	.000000
SecButyl-Benzene	.558409E-06	.558925E-06	.558409E-06	.000000
I-Nonene	.566085E-02	.566608E-02	.566085E-02	.000000
I-Hexene	.702735E-02	.703384E-02	.702735E-02	.000000
I-Butene	.167729E-03	.167884E-03	.167729E-03	.000000
N-Propyl-Benzene	.818488E-05	.819244E-05	.818488E-05	.000000
Ethylene	.838643E-04	.839419E-04	.838643E-04	.000000
Ethyl-Benzene	.825239E-04	.826001E-04	.825239E-04	.000000
M-DisopropylBen	.143709E-06	.143842E-06	.143709E-06	.000000
P-DisopropylBen	.103077E-06	.103172E-06	.103077E-06	.000000
Cs-2-Butene	.670160E-04	.670779E-04	.670160E-04	.000000
Ts-2-Butene	.670191E-04	.670810E-04	.670191E-04	.000000
I-Butane	.640864E-04	.641455E-04	.640864E-04	.000000
Tert-Butylbenzen	.733891E-07	.734569E-07	.733891E-07	.000000

Stream No.	21	22	23	24
Temp C	38.4977	37.7722	137.082	112.296
Pres psia	279.700	274.700	57.7000	285.580
Enth MMBtu/hr	-.182303	.109260E-01	7.31674	2.85558
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.481056	.000000
Total lbmol/hr	98.4000	2.15387	683.860	584.256
Component mole fractions				
Benzene	.998984	.411799E-09	.731057	.643687
Water	.101626E-02	.987113E-03	.484032E-03	.122564E-06
Ethane	.000000	.253113E-01	.138138E-04	.535876E-07
Propane	.000000	.973702	.850131E-01	.340999
Propylene	.000000	.310748E-09	.146229E-12	.159697E-10
I-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.159429	.605192E-02
SecButyl-Benzene	.000000	.000000	.292883E-03	.653091E-06
I-Nonene	.000000	.000000	.939575E-02	.201784E-02
I-Hexene	.000000	.727981E-14	.735977E-02	.692844E-02
I-Butene	.000000	.347992E-14	.146229E-12	.171158E-10
N-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.455266E-03	.582457E-05
Ethylene	.000000	.464012E-08	.146229E-12	.900518E-15
Ethyl-Benzene	.000000	.000000	.277829E-03	.596067E-04
M-DisopropylBen	.000000	.000000	.201665E-02	.137629E-06
P-DisopropylBen	.000000	.000000	.405676E-02	.974447E-07
Cs-2-Butene	.000000	.194153E-08	.436563E-04	.927967E-04
Ts-2-Butene	.000000	.285921E-08	.419563E-04	.945153E-04
I-Butane	.000000	.244173E-07	.234823E-04	.624177E-04
Tert-Butylbenzen	.000000	.000000	.382197E-04	.143321E-06

Stream No.	25	26	27	28
Temp C	137.082	135.911	137.082	129.156
Pres psia	57.7000	46.7000	57.7000	46.7000
Enth MMBtu/hr	5.36244	5.36267	1.95429	7.31500
Vapor mole fraction	1.00000	1.00000	.000000	.522005
Total lbmol/hr	328.974	328.974	354.886	683.505
Component mole fractions				
Benzene	.768776	.768776	.696093	.731076
Water	.948992E-03	.948992E-03	.530212E-04	.484256E-03
Ethane	.278061E-04	.278061E-04	.843179E-06	.138205E-04
Propane	.165045	.165045	.109017E-01	.050211E-01
Propylene	.283908E-12	.283908E-12	.186026E-13	.146295E-12
I-Propyl-Benzene	.504592E-01	.504592E-01	.260443	.159377
SecButyl-Benzene	.619213E-04	.619213E-04	.506980E-03	.292772E-03
1-Nonene	.410035E-02	.410035E-02	.143045E-01	.939320E-02
1-Hexene	.955118E-02	.955118E-02	.532837E-02	.736082E-02
1-Butene	.264484E-12	.264484E-12	.366078E-13	.146286E-12
N-Propyl-Benzene	.123291E-03	.123291E-03	.763001E-03	.455106E-03
Ethylene	.296353E-12	.296353E-12	.706613E-14	.146301E-12
Ethyl-Benzene	.121766E-03	.121766E-03	.422496E-03	.277754E-03
M-DisopropylBen	.214989E-03	.214989E-03	.368675E-02	.201578E-02
P-DisopropylBen	.346763E-03	.346763E-03	.749587E-02	.405498E-02
Cs-2-Butene	.766397E-04	.766397E-04	.130812E-04	.436722E-04
Ts-2-Butene	.745038E-04	.745038E-04	.117856E-04	.419721E-04
I-Butane	.432231E-04	.432231E-04	.518286E-05	.234917E-04
Tert-Butylbenzen	.896664E-05	.896664E-05	.653367E-04	.382056E-04

Stream No.	29	30	31	32
Temp C	43.3000	43.3000	209.663	43.7498
Pres psia	39.7000	39.7000	50.7000	108.700
Enth MMBtu/hr	-4.81426	-1.88286E-02	1.67312	-1.82413E-02
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	586.973	2.29565	98.1553	2.29565
Component mole fractions				
Benzene	.851305	.851306	.000000	.851306
Water	.333112E-02	.333112E-02	.000000	.333112E-02
Ethane	.160934E-04	.160934E-04	.000000	.160934E-04
Propane	.990387E-01	.990387E-01	.000000	.990387E-01
Propylene	.170354E-12	.170354E-12	.000000	.170354E-12
I-Propyl-Benzene	.268408E-01	.268408E-01	.949307	.268408E-01
SecButyl-Benzene	.801567E-07	.801567E-07	.203824E-02	.801567E-07
1-Nonene	.104353E-01	.104353E-01	.300575E-02	.104353E-01
1-Hexene	.857136E-02	.857136E-02	.000000	.857136E-02
1-Butene	.170343E-12	.170343E-12	.000000	.170343E-12
N-Propyl-Benzene	.105722E-04	.105722E-04	.310592E-02	.105722E-04
Ethylene	.170361E-12	.170361E-12	.000000	.170361E-12
Ethyl-Benzene	.322869E-03	.322869E-03	.336726E-05	.322869E-03
M-DisopropylBen	.893107E-11	.893107E-11	.140369E-01	.893107E-11
P-DisopropylBen	.752588E-12	.752588E-12	.282369E-01	.752588E-12
Cs-2-Butene	.508543E-04	.508543E-04	.000000	.508543E-04
Ts-2-Butene	.488747E-04	.488747E-04	.000000	.488747E-04
I-Butane	.273551E-04	.273551E-04	.000000	.273551E-04
Tert-Butylbenzen	.527497E-07	.527497E-07	.265730E-03	.527497E-07

Stream No.	33	34	35	36
Temp C	43.3000	44.6493	44.6475	44.6493
Pres psia	39.7000	334.000	334.000	334.000
Enth MMBtu/hr	-4.479543	-4.411198	-3.353630	-5.75677E-01
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	584.678	584.678	502.823	81.8549
Component mole fractions				
Benzene	.851306	.851306	.851306	.851306
Water	.333112E-02	.333112E-02	.333112E-02	.333112E-02
Ethane	.160934E-04	.160934E-04	.160934E-04	.160934E-04
Propane	.990389E-01	.990389E-01	.990389E-01	.990390E-01
Propylene	.170354E-12	.170354E-12	.170354E-12	.170354E-12
I-Propyl-Benzene	.268408E-01	.268408E-01	.268408E-01	.268408E-01
SecButyl-Benzene	.801567E-07	.801567E-07	.801567E-07	.801567E-07
I-Nonene	.104353E-01	.104353E-01	.104353E-01	.104353E-01
I-Hexene	.857136E-02	.857136E-02	.857136E-02	.857136E-02
1-Butene	.170343E-12	.170343E-12	.170343E-12	.170343E-12
N-Propyl-Benzene	.105722E-04	.105722E-04	.105722E-04	.105722E-04
Ethylene	.170361E-12	.170361E-12	.170361E-12	.170361E-12
Ethyl-Benzene	.322869E-03	.322869E-03	.322869E-03	.322869E-03
M-DisopropylBen	.893107E-11	.893107E-11	.893107E-11	.893107E-11
P-DisopropylBen	.752588E-12	.752588E-12	.752588E-12	.752588E-12
Cs-2-Butene	.508543E-04	.508543E-04	.508543E-04	.508544E-04
Ts-2-Butene	.488747E-04	.488747E-04	.488747E-04	.488747E-04
I-Butane	.273551E-04	.273551E-04	.273551E-04	.273551E-04
Tert-Butylbenzen	.527497E-07	.527497E-07	.527497E-07	.527497E-07

Stream No.	37	38	39	40
Temp C	44.8803	82.1946	83.8378	41.7715
Pres psia	266.000	266.000	587.000	587.000
Enth MMBtu/hr	-3.353630	2.50195	2.64717	.510993
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	502.823	1087.08	1087.08	103.661
Component mole fractions				
Benzene	.851306	.739720	.739720	.416157E-14
Water	.333112E-02	.154086E-02	.154086E-02	.968616E-08
Ethane	.160934E-04	.747273E-05	.747273E-05	.482429E-01
Propane	.990389E-01	.229081	.229081	.221973E-03
Propylene	.170354E-12	.866177E-11	.866177E-11	.969507
I-Propyl-Benzene	.268408E-01	.156677E-01	.156677E-01	.000000
SecButyl-Benzene	.801567E-07	.388083E-06	.388083E-06	.000000
I-Nonene	.104353E-01	.591132E-02	.591132E-02	.192937E-03
I-Hexene	.857136E-02	.768837E-02	.768837E-02	.385873E-02
1-Butene	.170343E-12	.927775E-11	.927775E-11	.192937E-02
N-Propyl-Benzene	.105722E-04	.802058E-05	.802058E-05	.000000
Ethylene	.170361E-12	.792838E-13	.792838E-13	.964683E-03
Ethyl-Benzene	.322869E-03	.181377E-03	.181377E-03	.000000
M-DisopropylBen	.893107E-11	.739734E-07	.739734E-07	.000000
P-DisopropylBen	.752588E-12	.523725E-07	.523725E-07	.000000
Cs-2-Butene	.508543E-04	.733964E-04	.733964E-04	.192937E-03
Ts-2-Butene	.488747E-04	.734045E-04	.734045E-04	.192937E-03
I-Butane	.273551E-04	.461997E-04	.461997E-04	.482342E-03
Tert-Butylbenzen	.527497E-07	.101427E-06	.101427E-06	.000000

Stream No.	41	42	43	44
Temp C	37.7700	37.8108	38.3137	42.0535
Pres psia	239.700	264.700	319.700	692.000
Enth MMBtu/hr	.487172	.763993E-02	.767026E-02	.510991
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	102.160	1.50100	1.50100	103.661
Component mole fractions				
Benzene	.000000	.287404E-12	.287404E-12	.416157E-14
Water	.000000	.668939E-06	.668939E-06	.768616E-08
Ethane	.489428E-03	.601825E-05	.601825E-05	.482429E-03
Propane	.783085E-02	.999993	.999993	.221973E-01
Propylene	.983731	.183104E-12	.183104E-12	.969507
I-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
SecButyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Nonene	.195771E-03	.000000	.000000	.192937E-03
1-Hexene	.391543E-02	.000000	.000000	.385873E-02
1-Butene	.195771E-02	.000000	.000000	.192937E-02
N-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethylene	.978857E-03	.110325E-11	.110325E-11	.964683E-03
Ethyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
M-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.000000
P-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.000000
Cs-2-Butene	.195771E-03	.136216E-11	.136216E-11	.192937E-03
Ts-2-Butene	.195771E-03	.200624E-11	.200624E-11	.192937E-03
I-Butane	.489428E-03	.171251E-10	.171251E-10	.482342E-03
Tert-Butylbenzen	.000000	.000000	.000000	.000000
Stream No.	45	46	47	48
Temp C	37.7325	81.2812	37.0000	38.3496
Pres psia	239.700	601.700	3.58106	321.000
Enth MMBtu/hr	.494842	3.15817	-.194296	-.182304
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	103.661	1170.75	92.1000	92.1000
Component mole fractions				
Benzene	.416157E-14	.675323	.998984	.998984
Water	.968616E-08	.140672E-02	.101626E-02	.101626E-02
Ethane	.482429E-03	.000000	.488205E-04	.000000
Propane	.221973E-01	.211071	.000000	.000000
Propylene	.969507	.844014E-01	.000000	.000000
I-Propyl-Benzene	.000000	.143038E-01	.000000	.000000
SecButyl-Benzene	.000000	.354298E-06	.000000	.000000
1-Nonene	.192937E-03	.541350E-02	.000000	.000000
1-Hexene	.385873E-02	.735498E-02	.000000	.000000
1-Butene	.192937E-02	.167963E-03	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.000000	.732234E-05	.000000	.000000
Ethylene	.964683E-03	.839815E-04	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.000000	.165587E-03	.000000	.000000
M-DisopropylBen	.000000	.675236E-07	.000000	.000000
P-DisopropylBen	.000000	.478132E-07	.000000	.000000
Cs-2-Butene	.192937E-03	.838031E-04	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.192937E-03	.838105E-04	.000000	.000000
I-Butane	.482342E-03	.841684E-04	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.000000	.925976E-07	.000000	.000000

Stream No.	50	51	52	54
Temp C	38.3431	37.7700	37.8108	37.7722
Pres psia	326.700	250.000	264.700	274.700
Enth MMBtu/hr	.509722E-05	.763483E-02	.763993E-02	.507271E-05
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	.100015E-02	1.50000	1.50100	.999993E-03
Component mole fractions				
Benzene	.431329E-09	.000000	.287404E-12	.411795E-09
Water	.100393E-02	.000000	.668939E-06	.987113E-03
Ethane	.903205E-02	.000000	.601823E-05	.253113E-01
Propane	.989964	1.00000	.999993	.973702
Propylene	.274798E-09	.000000	.183104E-12	.310748E-09
1-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
SecButyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Nonene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Hexene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethylene	.165573E-08	.000000	.110325E-11	.464012E-03
Ethyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
M-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.000000
P-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.000000
Cs-2-Butene	.204430E-08	.000000	.136216E-11	.194133E-08
Ts-2-Butene	.301091E-08	.000000	.200624E-11	.285921E-08
1-Butane	.257009E-07	.000000	.171251E-10	.244173E-07
Tert-Butylbenzen	.000000	.000000	.000000	.000000

Stream No.	55	56	57	58
Temp C	199.815	137.082	137.082	209.815
Pres psia	297.700	57.7000	57.7000	77.7000
Enth MMBtu/hr	15.8439	.175427E 02	1.98234	1.47813
Vapor mole fraction	.493666	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	1091.60	.354886	354.531	98.1553
Component mole fractions				
Benzene	.648620	.696093	.696093	.000000
Water	.141871E-02	.530212E-04	.530212E-04	.000000
Ethane	.574447E-04	.843179E-06	.843179E-06	.000000
Propane	.230268	.108067E-01	.108067E-01	.000000
Propylene	.183217E-17	.186026E-13	.186026E-13	.000000
1-Propyl-Benzene	.101102	.260443	.260443	.949307
SecButyl-Benzene	.183977E-03	.506980E-03	.506980E-03	.203824E-02
1-Nonene	.618358E-02	.143045E-01	.143045E-01	.300575E-02
1-Hexene	.767627E-02	.532837E-02	.532837E-02	.000000
1-Butene	.183217E-17	.366078E-13	.366078E-13	.000000
N-Propyl-Benzene	.287537E-03	.763001E-03	.763001E-03	.310592E-02
Ethylene	.183217E-17	.706613E-14	.706613E-14	.000000
Ethyl-Benzene	.181753E-03	.422496E-03	.422496E-03	.336726E-05
M-DisopropylBen	.126345E-02	.368675E-02	.368675E-02	.140369E-01
P-DisopropylBen	.254151E-02	.749587E-02	.749587E-02	.282369E-01
Cs-2-Butene	.732044E-04	.130812E-04	.130812E-04	.000000
Ts-2-Butene	.732078E-04	.117856E-04	.117856E-04	.000000
1-Butane	.460680E-04	.518286E-05	.518286E-05	.000000
Tert-Butylbenzen	.240164E-04	.653367E-04	.653367E-04	.265730E-03

Stream No.	59	60	61	62
Temp C	180.875	43.3278	241.161	174.595
Pres psia	27.7000	19.7000	29.7000	25.0077
Enth MMBtu/hr	1.87534	- .918842E-03	.107510	1.17214
Vapor mole fraction	.237731	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	98.1553	1.00603	4.14943	93.0001
Component mole fractions				
Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
Water	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propylene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Propyl-Benzene	.949307	.987161	.336687E-14	.991253
SecButyl-Benzene	.203824E-02	.213806E-03	.414579E-10	.214890E-02
1-Nonene	.300575E-02	.110051E-01	.000000	.305331E-02
1-Hexene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.310592E-02	.155432E-02	.442204E-15	.326127E-02
Ethylene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.336726E-05	.203680E-04	.000000	.333359E-05
M-DisopropylBen	.140349E-01	.612069E-10	.332045	.180921E-07
P-DisopropylBen	.282369E-01	.343080E-13	.667955	.248668E-10
Cs-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Butane	.000000	.000000	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.265730E-03	.453890E-04	.207943E-12	.279971E-03
Stream No.	63	64	65	66
Temp C	174.961	46.0000	46.1176	44.0000
Pres psia	110.700	95.7000	64.7000	24.7000
Enth MMBtu/hr	1.17741	- .636048E-01	- .636042E-01	- .154232E-01
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	93.0001	93.0001	93.0001	4.14943
Component mole fractions				
Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
Water	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propylene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Propyl-Benzene	.991253	.991253	.991253	.336687E-14
SecButyl-Benzene	.214890E-02	.214890E-02	.214890E-02	.414579E-10
1-Nonene	.305331E-02	.305331E-02	.305331E-02	.000000
1-Hexene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.326127E-02	.326127E-02	.326127E-02	.442204E-15
Ethylene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.333359E-05	.333359E-05	.333359E-05	.000000
M-DisopropylBen	.180921E-07	.180921E-07	.180921E-07	.332045
P-DisopropylBen	.248668E-10	.248668E-10	.248668E-10	.667955
Cs-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Butane	.000000	.000000	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.279971E-03	.279971E-03	.279971E-03	.207943E-12



Stream No.	67	68
Temp C	44.1531	44.2972
Pres psia	97.7000	64.7000
Enth MMBtu/hr	- .151907E-01	- .151901E-01
Vapor mole fraction	.000000	.000000
Total lbmol/hr	4.14943	4.14943
Component mole fractions		
Benzene	.000000	.000000
Water	.000000	.000000
Ethane	.000000	.000000
Propane	.000000	.000000
Propylene	.000000	.000000
I-Propyl-Benzene	.336687E-14	.336687E-14
SecButyl-Benzene	.414579E-10	.414579E-10
1-Nonene	.000000	.000000
1-Hexene	.000000	.000000
1-Butene	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.442204E-15	.442204E-15
Ethylene	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.000000	.000000
M-DisopropylBen	.332045	.332045
P-DisopropylBen	.667955	.667955
Cs-2-Butene	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.000000	.000000
I-Butane	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.207943E-12	.207943E-12

TABLA 8.3 CURVAS DE CALENTAMIENTO CASO DISEÑO

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 4  
 Heat Exchanger - Two-Stream Case  
 Inlet = stream # 13 Outlet = stream # 3

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
145.24	524.7	.000000	.0000	.0000
150.01	523.7	.405845	.0000	.0000
154.79	522.7	.818688	.0000	.0000
159.57	521.7	1.23967	.0000	.0000
164.34	520.7	1.66925	.0000	.0000
169.12	519.7	2.10821	.0000	.0000
173.90	518.7	2.55749	.0000	.0000
178.67	517.7	3.02699	.0462	.0371
183.45	516.7	3.52663	.0934	.0780
188.22	515.7	4.06303	.1463	.1218
193.00	514.7	5.42006	.1999	.1695

Inlet = stream # 14 Outlet = stream # 15

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
258.54	664.7	.000000	.0000	.0000
251.47	663.7	-.542006	.0000	.0000
244.27	662.7	-1.08401	.0000	.0000
236.96	661.7	-1.62602	.0000	.0000
229.54	660.7	-2.16803	.0000	.0000
222.06	659.7	-2.71003	.0000	.0000
214.46	658.7	-3.25204	.0000	.0000
206.76	657.7	-3.79404	.0000	.0000
198.27	656.7	-4.33605	.0000	.0000
191.14	655.7	-4.87806	.0000	.0000
183.19	654.7	-5.42006	.0000	.0000

Unit type: TOWR Unit name: Eqp # 24  
 Distillation Unit - Condenser and Reboiler  
 Inlet = vapor from stage 2 Outlet = Overhead and Reflux

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
124.53	44.70	.000000	1.0000	1.0000
116.36	44.20	-4.48244	.6206	.5062
108.18	43.70	-8.17354	.3128	.2814
100.00	43.20	-11.86463	.1930	.1623
91.82	42.70	-15.55573	.1318	.1041
83.64	42.20	-19.24683	.0930	.0694
75.46	41.70	-22.93793	.0642	.0455
67.28	41.20	-26.62903	.0396	.0270
59.10	40.70	-30.32013	.0167	.0109
50.92	40.20	-34.01123	.0000	.0000
42.74	39.70	-37.70233	.0000	.0000

Inlet = liquid from tray # 31      Outlet = Reboiler vapor and liquid

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
208.58	50.58	.000000	.0000	.0000
208.65	50.59	.975168	.1003	.0999
208.72	50.60	1.95034	.2019	.2011
208.81	50.62	2.92550	.3025	.3013
208.91	50.63	3.90067	.4030	.4016
209.02	50.64	4.87584	.5035	.5019
209.15	50.65	5.85101	.6038	.6021
209.32	50.66	6.82617	.7037	.7021
209.52	50.68	7.80134	.8033	.8019
209.78	50.69	8.77651	.9024	.9013
210.13	50.70	9.75168	1.0000	1.0000

Unit type: CRUD      Unit name:      Eqp # 25  
 Distillation Unit - Condenser, NO Reboiler  
 Inlet = vapor from stage 2      Outlet = Overhead and Reflux

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
34.17	279.7	.000000	.9996	.9996
32.47	279.2	-6.53521	.0000	.0000
30.70	278.7	-6.27017	.0000	.0000
49.08	278.2	-6.81125	.0000	.0000
47.39	277.7	-6.94213	.0000	.0000
45.69	277.2	-7.07101	.0000	.0000
44.00	276.7	-7.19800	.0000	.0000
42.30	276.2	-7.32322	.0000	.0000
40.61	275.7	-7.44679	.0000	.0000
38.91	275.2	-7.56880	.0000	.0000
37.22	274.7	-7.68932	.0000	.0000

Unit type: SCDS      Unit name:      Eqp # 31

Unit type: HTXR      Unit name:      Eqp # 35  
 Heat Exchanger - Two-Stream Case  
 Inlet = stream # 7      Outlet = stream # 10

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
187.01	296.7	.000000	1.0000	1.0000
180.98	295.1	-1.716134	.8717	.8487
174.94	293.5	-1.35244	.7620	.7222
168.91	291.9	-1.90939	.6708	.6190
162.87	290.3	-2.40189	.5941	.5342
156.84	288.7	-2.84436	.5284	.4634
150.80	287.1	-3.24843	.4708	.4030
144.77	285.5	-3.62325	.4189	.3505
138.74	283.9	-3.97621	.3709	.3036
132.70	282.3	-4.31356	.3250	.2607
126.67	280.7	-4.64096	.2797	.2200

Inlet = stream # 11      Outlet = stream # 12

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
84.50	601.7	.000000	.0000	.0000
91.19	600.0	.424522	.0000	.0000
97.88	598.3	.856880	.0000	.0000
104.57	596.6	1.29735	.0000	.0000
111.26	594.9	1.74624	.0000	.0000
117.95	593.2	2.20392	.0000	.0000
124.64	591.5	2.67080	.0000	.0000
131.33	589.8	3.14737	.0000	.0000
138.02	588.1	3.63419	.0000	.0000
144.71	586.4	4.13198	.0000	.0000
151.40	584.7	4.64155	.0000	.0000

Unit type: HTXR      Unit name:      Eqp # 41

Heat Exchanger - One-Stream Case

Inlet = stream # 63      Outlet = stream # 64

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
174.96	110.7	.000000	.0000	.0000
163.49	109.2	-.124101	.0000	.0000
151.99	107.7	-.248203	.0000	.0000
139.93	106.2	-.372304	.0000	.0000
127.57	104.7	-.496405	.0000	.0000
114.41	103.2	-.620507	.0000	.0000
101.91	101.7	-.744608	.0000	.0000
88.55	100.2	-.868709	.0000	.0000
74.80	98.70	-.992810	.0000	.0000
60.63	97.20	-1.11691	.0000	.0000
46.00	95.70	-1.24101	.0000	.0000

Unit type: HTXR      Unit name:      Eqp # 43

Heat Exchanger - One-Stream Case

Inlet = stream # 61      Outlet = stream # 66

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
241.16	29.70	.000000	.0001	.0001
221.44	29.20	-.142859E-01	.0000	.0000
201.73	28.70	-.281380E-01	.0000	.0000
182.01	28.20	-.415564E-01	.0000	.0000
162.30	27.70	-.545387E-01	.0000	.0000
142.58	27.20	-.670804E-01	.0000	.0000
122.86	26.70	-.791755E-01	.0000	.0000
103.15	26.20	-.908170E-01	.0000	.0000
83.43	25.70	-.101996	.0000	.0000
63.72	25.20	-.112705	.0000	.0000
44.00	24.70	-.122933	.0000	.0000

Unit type: CRUD Unit name:                    Eqp # 46  
 Distillation Unit - Condenser and Reboiler  
 Inlet = vapor from stage 2    Outlet = Overhead and Reflux

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
173.98	24.70	.000000	1.0000	1.0000
173.04	24.20	-.488853	.8174	.8175
172.13	23.70	-.977707	.6350	.6350
171.21	23.20	-1.466556	.4535	.4536
170.27	22.70	-1.955341	.2727	.2727
169.32	22.20	-2.44427	.0944	.0944
156.71	21.70	-2.93312	.0000	.0000
150.67	21.20	-3.42197	.0000	.0000
103.16	20.70	-3.91083	.0000	.0000
73.97	20.20	-4.39968	.0000	.0000
42.77	19.70	-4.88853	.0000	.0000

Inlet = liquid from tray # 66                    Outlet = Reboiler vapor and liquid

Temp C	Pressure psia	Delta Q MMBtu/hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
240.86	29.62	.000000	.0000	.0000
240.89	29.63	.457624	.1000	.1000
240.92	29.64	.915247	.2009	.2009
240.95	29.65	1.37287	.3009	.3009
240.98	29.65	1.83049	.4017	.4017
241.01	29.66	2.28812	.5019	.5019
241.04	29.67	2.74574	.6024	.6024
241.07	29.68	3.20336	.7028	.7028
241.10	29.68	3.66099	.8032	.8032
241.13	29.69	4.11861	.9035	.9035
241.72	29.70	4.57623	1.0000	1.0000

TABLE 84 PROPIEDADES DE PLATOS CASO DISEÑO

Unit type: DDC Unit name: Eqs # 31 CASO-DISEÑO

LIQUID		Actual	Actual	Viscosity	Thermal	Surfac
Stg	Average	vol rate	density		conduct.	tensio
lb/hr	mol wt	bbl/hr	lb/bbl	cp	Btu/hr-ft-F	dyne-c
1	.1151E+05 76.83	51.61	222.9	.1067	.5074E-01	7.01
2	.1165E+05 78.09	52.51	221.6	.1061	.5026E-01	6.83
3	.1152E+05 79.02	52.03	221.4	.1053	.5007E-01	6.79
4	.1138E+05 79.92	51.45	221.1	.1056	.4993E-01	6.70
5	.1134E+05 80.75	50.90	220.9	.1070	.4980E-01	6.74
6	.1112E+05 81.53	50.41	220.7	.1072	.4969E-01	6.72
7	.1100E+05 82.23	49.89	220.5	.1075	.4960E-01	6.70
8	.5672E+05 82.05	257.4	220.4	.1077	.4950E-01	6.69

VAPOR		Actual	Actual	Viscosity	Thermal	Compr.
Stg	Average	vol rate	density		conduct.	factor
lb/hr	mol wt	ft <sup>3</sup> /hr	lb/ft <sup>3</sup>	cp	Btu/hr-ft-F	
2	.3680E+05 66.01	.1308E+05	2.813	.1317E-01	.1317E-01	.77460
3	.3684E+05 66.33	.1312E+05	2.818	.1320E-01	.1326E-01	.77505
4	.3681E+05 66.50	.1309E+05	2.813	.1321E-01	.1339E-01	.77601
5	.3687E+05 66.65	.1305E+05	2.810	.1322E-01	.1352E-01	.77698
6	.3654E+05 66.80	.1301E+05	2.808	.1324E-01	.1363E-01	.77785
7	.3642E+05 66.92	.1299E+05	2.806	.1325E-01	.1374E-01	.77865
8	.3629E+05 67.02	.1295E+05	2.803	.1326E-01	.1383E-01	.77949

## TRAY PROPERTIES

Unit type: CRUD		Unit name:		Eqp # 25	CASO DISEÑO		
<b>LIQUID</b>							
Stg	lb/hr	Average mol wt	Actual vol rate bbl/hr	Actual density lb/bbl	Viscosity cp	Thermal conduct. Btu/hr-ft-F	Surfac tensio dyne/c
1	.3430E+05	43.71	328.8	165.1	.8788E-01	.5035E-01	5.34
2	.6465E+05	43.92	417.6	154.8	.6800E-01	.4511E-01	3.71
3	.6506E+05	44.01	420.5	154.7	.6741E-01	.4491E-01	3.67
4	.6523E+05	44.05	421.8	154.6	.6712E-01	.4481E-01	3.65
5	.6533E+05	44.07	422.6	154.6	.6695E-01	.4476E-01	3.64
6	.6539E+05	44.08	423.0	154.6	.6684E-01	.4473E-01	3.63
7	.6541E+05	44.09	423.2	154.5	.6675E-01	.4470E-01	3.62
8	.6520E+05	44.12	421.7	154.6	.6671E-01	.4468E-01	3.62
9	.6326E+05	44.36	407.0	155.4	.6688E-01	.4467E-01	3.62
10	.7402E+05	46.45	454.9	162.7	.6915E-01	.4478E-01	3.71
11	.7341E+05	46.35	450.3	163.0	.6917E-01	.4477E-01	3.71
12	.6899E+05	47.28	416.7	163.5	.6995E-01	.4483E-01	3.74
13	.8604E+05	52.90	465.0	185.0	.7696E-01	.4567E-01	4.05
14	.8615E+05	52.89	465.9	184.9	.7671E-01	.4562E-01	4.03
15	.8622E+05	52.89	466.4	184.8	.7655E-01	.4559E-01	4.02
16	.8626E+05	52.89	466.8	184.8	.7642E-01	.4556E-01	4.01
17	.8626E+05	52.89	466.8	184.8	.7631E-01	.4554E-01	4.00
18	.8602E+05	52.96	465.0	185.0	.7629E-01	.4553E-01	4.00
19	.8432E+05	53.45	451.8	186.6	.7677E-01	.4560E-01	4.01
20	.7733E+05	56.47	393.1	196.7	.7988E-01	.4607E-01	4.06
21	.3909E+05	66.90	174.0	224.7	.9705E-01	.4970E-01	5.82
<b>VAPOR</b>							
Stg	lb/hr	Average mol wt	Actual vol rate ft3/hr	Actual density lb/ft3	Viscosity cp	Thermal conduct. Btu/hr-ft-F	Compr. factor
2	.5442E+05	43.68	.1970E+05	2.762	.1033E-01	.1236E-01	.69977
3	.6477E+05	43.89	.2330E+05	2.780	.1035E-01	.1239E-01	.69992
4	.6518E+05	43.98	.2336E+05	2.790	.1035E-01	.1240E-01	.69698
5	.6535E+05	44.03	.2337E+05	2.776	.1036E-01	.1240E-01	.69642
6	.6545E+05	44.04	.2337E+05	2.801	.1036E-01	.1241E-01	.69603
7	.6551E+05	44.05	.2335E+05	2.805	.1037E-01	.1241E-01	.69573
8	.6553E+05	44.06	.2333E+05	2.808	.1037E-01	.1242E-01	.69562
9	.6532E+05	44.09	.2329E+05	2.804	.1038E-01	.1245E-01	.69674
10	.6538E+05	44.33	.2307E+05	2.747	.1044E-01	.13414E-01	.70751
11	.6646E+05	44.35	.2418E+05	2.748	.1045E-01	.13408E-01	.70772
12	.6585E+05	44.43	.2410E+05	2.733	.1047E-01	.13361E-01	.71097
13	.6143E+05	45.02	.2356E+05	2.608	.1063E-01	.13078E-01	.73456
14	.4695E+05	45.05	.1797E+05	2.613	.1064E-01	.13079E-01	.73411
15	.4706E+05	45.06	.1799E+05	2.617	.1064E-01	.13079E-01	.73380
16	.4713E+05	45.06	.1799E+05	2.620	.1065E-01	.13079E-01	.73356
17	.4717E+05	45.06	.1798E+05	2.623	.1065E-01	.13078E-01	.73337
18	.4717E+05	45.07	.1797E+05	2.625	.1065E-01	.13075E-01	.73345
19	.4693E+05	45.13	.1793E+05	2.618	.1067E-01	.13053E-01	.73521
20	.4523E+05	45.54	.1769E+05	2.557	.1078E-01	.12925E-01	.74725
21	.3824E+05	48.70	.1620E+05	2.360	.1142E-01	.12473E-01	.79159

## TRAY PROPERTIES

Unit type: TOWER		Unit name:	Eqp # 24		<u>CASO DISEÑO</u>		
LIQUID	Average	Actual	Actual	Viscosity	Thermal	Surfac	
Stg	lb/hr	mol wt	vol rate	density	cp	conduct.	tensio
			bb1/hr	lb/bb1		Btu/hr-ft-F	dyne/c
1	.2219E+05	76.23	77.85	285.1	.4027	.7578E-01	22.24
2	.2872E+05	86.52	108.8	264.0	.2178	.6288E-01	15.59
3	.2870E+05	94.59	110.8	259.0	.2127	.5985E-01	14.75
4	.2900E+05	100.1	113.3	256.0	.2100	.5805E-01	14.13
5	.2928E+05	102.8	115.0	254.7	.2085	.5724E-01	13.80
6	.2941E+05	103.8	115.4	254.3	.2079	.5693E-01	13.66
7	.2944E+05	104.3	115.7	254.3	.2076	.5683E-01	13.61
8	.2943E+05	104.4	115.7	254.4	.2075	.5679E-01	13.59
9	.2941E+05	104.4	115.5	254.5	.2074	.5679E-01	13.59
10	.2939E+05	104.4	115.4	254.6	.2073	.5678E-01	13.58
11	.2937E+05	104.4	115.3	254.7	.2071	.5678E-01	13.58
12	.2935E+05	104.4	115.2	254.7	.2070	.5678E-01	13.57
13	.2932E+05	104.4	115.1	254.7	.2069	.5677E-01	13.56
14	.2929E+05	104.4	115.0	254.7	.2067	.5677E-01	13.56
15	.2923E+05	104.5	114.7	254.7	.2066	.5675E-01	13.55
16	.6158E+05	104.8	241.8	254.6	.2065	.5670E-01	13.54
17	.6978E+05	114.3	264.2	245.5	.1983	.5373E-01	11.56
18	.7650E+05	118.7	318.2	240.4	.1757	.5255E-01	10.49
19	.7956E+05	120.3	333.6	238.5	.1953	.5223E-01	10.07
20	.8067E+05	120.7	339.1	237.9	.1952	.5214E-01	9.94
21	.8103E+05	120.9	340.7	237.8	.1952	.5214E-01	9.90
22	.8115E+05	120.9	341.2	237.8	.1952	.5217E-01	9.88
23	.8120E+05	120.9	341.2	237.9	.1952	.5220E-01	9.88
24	.8122E+05	120.9	341.2	238.0	.1952	.5223E-01	9.88
25	.8123E+05	120.9	341.1	238.1	.1951	.5226E-01	9.88
26	.8125E+05	120.9	341.0	238.2	.1951	.5229E-01	9.88
27	.8126E+05	120.8	340.9	238.3	.1951	.5232E-01	9.88
28	.8127E+05	120.8	340.7	238.4	.1951	.5235E-01	9.88
29	.8129E+05	120.8	340.8	238.5	.1951	.5237E-01	9.88
30	.8130E+05	120.8	340.7	238.6	.1951	.5240E-01	9.88
31	.8132E+05	120.8	340.7	238.7	.1950	.5242E-01	9.87
32	.8134E+05	120.8	340.7	238.7	.1950	.5245E-01	9.87
33	.8136E+05	120.7	340.7	238.8	.1950	.5247E-01	9.87
34	.8137E+05	120.7	340.6	238.9	.1950	.5249E-01	9.87
35	.8139E+05	120.7	340.7	238.9	.1949	.5251E-01	9.86
36	.8141E+05	120.7	340.7	239.0	.1949	.5253E-01	9.86
37	.8143E+05	120.7	340.7	239.0	.1948	.5255E-01	9.86
38	.8146E+05	120.7	340.7	239.0	.1948	.5256E-01	9.85
39	.8148E+05	120.7	340.8	239.1	.1948	.5258E-01	9.85
40	.8150E+05	120.7	340.8	239.1	.1947	.5259E-01	9.84
41	.8152E+05	120.7	340.9	239.1	.1947	.5260E-01	9.84
42	.8155E+05	120.6	341.0	239.1	.1946	.5261E-01	9.83
43	.8157E+05	120.6	341.1	239.2	.1945	.5262E-01	9.83
44	.8160E+05	120.6	341.2	239.2	.1945	.5263E-01	9.82
45	.8162E+05	120.6	341.3	239.2	.1944	.5264E-01	9.81
46	.8165E+05	120.6	341.4	239.2	.1944	.5265E-01	9.81
47	.8168E+05	120.6	341.5	239.2	.1943	.5265E-01	9.80
48	.8170E+05	120.6	341.6	239.2	.1942	.5266E-01	9.79
49	.8171E+05	120.6	341.7	239.1	.1942	.5266E-01	9.78



LIQUID		Actual		Actual	Viscosity	Thermal	Tensio
Stg	lb/hr	vol rate	density	density	cp	conduct.	surface
	Average	bb1/hr	lb/bbl	lb/bbl		Btu/hr-ft-F	dyne/c
	mol wt						
50	.8169E+05	120.7	341.6	239.1	.1941	.5264E-01	9.77
51	.8154E+05	121.0	341.1	239.1	.1939	.5259E-01	9.76
52	.1198E+05	122.0	50.14	238.9	.1936	.5241E-01	9.74
VAPOR		Actual		Actual	Viscosity	Thermal	Compr.
Stg	lb/hr	vol rate	density	density	cp	conduct.	factor
	Average	ft3/hr	lb/ft3	lb/ft3		Blu/hr-ft-F	
	mol wt						
2	.6691E+05	76.34	.1410E+06	.4747	.1018E-01	.1165E-01	.93596
3	.7344E+05	80.06	.1511E+06	.4859	.1028E-01	.1237E-01	.93491
4	.7342E+05	82.61	.1490E+06	.4927	.1034E-01	.1317E-01	.93462
5	.7372E+05	84.25	.1479E+06	.4984	.1036E-01	.1369E-01	.93414
6	.7400E+05	85.03	.1475E+06	.5018	.1038E-01	.1395E-01	.93383
7	.7413E+05	85.35	.1471E+06	.5039	.1039E-01	.1408E-01	.93366
8	.7416E+05	85.46	.1467E+06	.5054	.1040E-01	.1414E-01	.93355
9	.7415E+05	85.50	.1463E+06	.5067	.1041E-01	.1418E-01	.93345
10	.7413E+05	85.50	.1460E+06	.5079	.1041E-01	.1420E-01	.93335
11	.7411E+05	85.50	.1456E+06	.5091	.1042E-01	.1421E-01	.93324
12	.7409E+05	85.49	.1452E+06	.5103	.1042E-01	.1422E-01	.93313
13	.7406E+05	85.48	.1448E+06	.5115	.1043E-01	.1423E-01	.93301
14	.7404E+05	85.48	.1444E+06	.5127	.1043E-01	.1424E-01	.93290
15	.7401E+05	85.47	.1440E+06	.5139	.1044E-01	.1425E-01	.93279
16	.7394E+05	85.48	.1436E+06	.5150	.1044E-01	.1425E-01	.93274
17	.4960E+05	101.3	.8487E+05	.5845	.1035E-01	.1738E-01	.92064
18	.5780E+05	112.8	.9038E+05	.6395	.1020E-01	.1989E-01	.91020
19	.6453E+05	118.1	.9674E+05	.6670	.1012E-01	.2104E-01	.90482
20	.6758E+05	119.9	.9971E+05	.6778	.1011E-01	.2148E-01	.90279
21	.6869E+05	120.5	.1007E+06	.6822	.1011E-01	.2165E-01	.90208
22	.6905E+05	120.7	.1009E+06	.6846	.1012E-01	.2174E-01	.90180
23	.6917E+05	120.7	.1008E+06	.6863	.1012E-01	.2180E-01	.90166
24	.6922E+05	120.7	.1006E+06	.6878	.1014E-01	.2186E-01	.90156
25	.6924E+05	120.7	.1005E+06	.6893	.1015E-01	.2191E-01	.90147
26	.6926E+05	120.7	.1003E+06	.6907	.1016E-01	.2195E-01	.90138
27	.6927E+05	120.7	.1001E+06	.6921	.1017E-01	.2200E-01	.90129
28	.6928E+05	120.6	.9989E+05	.6936	.1018E-01	.2204E-01	.90120
29	.6930E+05	120.6	.9970E+05	.6950	.1019E-01	.2209E-01	.90111
30	.6931E+05	120.6	.9952E+05	.6965	.1020E-01	.2213E-01	.90101
31	.6933E+05	120.6	.9933E+05	.6979	.1021E-01	.2217E-01	.90091
32	.6934E+05	120.6	.9914E+05	.6994	.1022E-01	.2221E-01	.90081
33	.6936E+05	120.5	.9896E+05	.7009	.1023E-01	.2225E-01	.90070
34	.6938E+05	120.5	.9878E+05	.7024	.1024E-01	.2229E-01	.90059
35	.6940E+05	120.5	.9859E+05	.7039	.1025E-01	.2233E-01	.90047
36	.6942E+05	120.5	.9841E+05	.7054	.1026E-01	.2236E-01	.90036
37	.6944E+05	120.5	.9822E+05	.7069	.1027E-01	.2239E-01	.90024
38	.6946E+05	120.5	.9804E+05	.7084	.1028E-01	.2243E-01	.90011
39	.6948E+05	120.5	.9786E+05	.7100	.1028E-01	.2246E-01	.89999
40	.6950E+05	120.4	.9768E+05	.7115	.1029E-01	.2249E-01	.89986
41	.6952E+05	120.4	.9750E+05	.7131	.1030E-01	.2252E-01	.89972
42	.6953E+05	120.4	.9732E+05	.7146	.1030E-01	.2254E-01	.89959
43	.6957E+05	120.4	.9714E+05	.7162	.1031E-01	.2257E-01	.89945
44	.6960E+05	120.4	.9696E+05	.7178	.1032E-01	.2260E-01	.89931

## TARV PROPERTIES

Unit type: TOWR

Unit name:

Eqp # 24

CASO DISEÑO

Unit type: TORR		TRAY PROPERTIES		CASO_DISEÑO			
Unit name:		Eqp # 24					
VAPOR		Actual	Actual	Viscosity	Thermal	Compr.	
Stg	lb/hr	vol rate	density	cp	conduct.	factor	
	Average	ft3/hr	lb/ft3		Btu/hr-ft-F		
	mol wt						
43	.6962E+05	120.4	.9678E+05	.7194	.1032E-01	.2262E-01	.89916
46	.6945E+05	120.4	.9640E+05	.7210	.1033E-01	.2264E-01	.89902
47	.6967E+05	120.4	.9643E+05	.7225	.1034E-01	.2267E-01	.89887
48	.6970E+05	120.4	.9625E+05	.7242	.1034E-01	.2269E-01	.89872
49	.6972E+05	120.4	.9606E+05	.7258	.1035E-01	.2271E-01	.89857
50	.6973E+05	120.4	.9586E+05	.7275	.1035E-01	.2272E-01	.89842
51	.6971E+05	120.5	.9558E+05	.7293	.1036E-01	.2273E-01	.89828
52	.6956E+05	120.9	.9508E+05	.7316	.1037E-01	.2273E-01	.89819

## TRAY PROPERTIES

Unit type: CRUD		Unit name:		Eqp # 46		<u>CASO DISEÑO</u>	
LIQUID		Average	Actual	Actual	Viscosity	Thermal	Surfac
Stg	lb/hr	mol wt	vol rate	density	cp	conduct.	tensio
			bbl/hr	lb/bbl		Btu/hr-ft-F	dyne/c
1	.2024E+05	120.3	68.78	294.3	.5850	.7022E-01	25.64
2	.3801E+05	120.3	150.8	252.1	.2225	.5466E-01	12.73
3	.3802E+05	120.2	150.8	252.2	.2224	.5466E-01	12.72
4	.3802E+05	120.2	150.8	252.2	.2223	.5467E-01	12.72
5	.3803E+05	120.2	150.8	252.2	.2222	.5466E-01	12.71
6	.2686E+05	120.2	106.5	252.2	.2221	.5466E-01	12.70
7	.2685E+05	120.3	106.5	252.2	.2219	.5466E-01	12.69
8	.2685E+05	120.3	106.5	252.1	.2217	.5465E-01	12.68
9	.2685E+05	120.3	106.5	252.1	.2216	.5464E-01	12.67
10	.2685E+05	120.3	106.5	252.0	.2214	.5463E-01	12.66
11	.2685E+05	120.4	106.6	252.0	.2212	.5461E-01	12.65
12	.2685E+05	120.4	106.6	251.9	.2210	.5460E-01	12.63
13	.2686E+05	120.4	106.6	251.9	.2208	.5459E-01	12.62
14	.2686E+05	120.5	106.6	251.8	.2206	.5457E-01	12.61
15	.2686E+05	120.5	106.7	251.8	.2204	.5456E-01	12.60
16	.2686E+05	120.5	106.7	251.7	.2202	.5454E-01	12.59
17	.2686E+05	120.6	106.7	251.7	.2200	.5453E-01	12.57
18	.2687E+05	120.7	106.8	251.6	.2198	.5451E-01	12.56
19	.2687E+05	120.7	106.8	251.6	.2195	.5449E-01	12.55
20	.2687E+05	120.8	106.8	251.5	.2193	.5447E-01	12.53
21	.2687E+05	121.0	106.8	251.4	.2190	.5444E-01	12.52
22	.2689E+05	121.2	106.8	251.4	.2187	.5440E-01	12.49
23	.2689E+05	121.6	106.7	251.2	.2184	.5434E-01	12.46
24	.2675E+05	122.4	106.5	251.1	.2180	.5422E-01	12.40
25	.2663E+05	123.8	106.2	250.8	.2174	.5402E-01	12.30
26	.2647E+05	126.3	105.7	250.4	.2166	.5365E-01	12.13
27	.2636E+05	130.2	105.6	249.6	.2152	.5306E-01	11.84
28	.2646E+05	135.2	106.5	248.5	.2131	.5225E-01	11.44
29	.2681E+05	140.5	109.5	247.2	.2103	.5134E-01	10.99
30	.2729E+05	144.4	110.9	246.0	.2075	.5052E-01	10.50
31	.2772E+05	147.2	113.1	245.0	.2051	.4991E-01	10.32
32	.2793E+05	148.9	114.3	244.4	.2035	.4951E-01	10.14
33	.2810E+05	149.8	115.2	244.0	.2024	.4927E-01	10.05
34	.3818E+05	150.3	156.7	243.7	.2018	.4912E-01	10.00
35	.4088E+05	156.9	169.7	240.9	.1924	.4727E-01	9.20
36	.4275E+05	160.1	178.7	239.2	.1865	.4620E-01	8.75
37	.4369E+05	161.4	183.3	238.4	.1837	.4570E-01	8.56
38	.4409E+05	161.9	185.3	238.0	.1824	.4548E-01	8.48
39	.4426E+05	162.1	186.1	237.8	.1819	.4538E-01	8.46
40	.4432E+05	162.2	186.4	237.7	.1816	.4533E-01	8.45
41	.4435E+05	162.2	186.6	237.6	.1814	.4530E-01	8.45
42	.4435E+05	162.3	186.7	237.5	.1812	.4527E-01	8.46
43	.4436E+05	162.3	186.8	237.5	.1811	.4525E-01	8.47
44	.4435E+05	162.3	186.8	237.4	.1809	.4522E-01	8.48
45	.4435E+05	162.3	186.9	237.3	.1808	.4520E-01	8.49
46	.4435E+05	162.3	186.9	237.2	.1807	.4518E-01	8.51
47	.4434E+05	162.3	186.9	237.2	.1806	.4515E-01	8.53
48	.4433E+05	162.3	187.0	237.1	.1805	.4513E-01	8.55
49	.4432E+05	162.3	187.0	237.0	.1803	.4510E-01	8.58

## TRAY PROPERTIES

Unit type: CRUD      Unit name:      Eqp # 46      CASO DISEÑO

## LIQUID

Stg	lb/hr	Average mol wt	Actual vol rate bbl/hr	Actual density lb/bbl	Viscosity cp	Thermal conduct. Btu/hr-ft-F	Surfac tensio dyne/c
50	.4431E+05	162.3	187.0	236.9	.1802	.4507E-01	8.61
51	.4429E+05	162.3	187.0	236.8	.1801	.4505E-01	8.64
52	.4428E+05	162.3	187.0	236.8	.1800	.4502E-01	8.67
53	.4426E+05	162.3	187.0	236.7	.1799	.4499E-01	8.71
54	.4424E+05	162.3	187.0	236.6	.1798	.4496E-01	8.75
55	.4423E+05	162.3	187.0	236.5	.1797	.4493E-01	8.79
56	.4421E+05	162.3	187.0	236.4	.1796	.4490E-01	8.83
57	.4418E+05	162.3	187.0	236.3	.1795	.4487E-01	8.88
58	.4416E+05	162.3	187.0	236.2	.1794	.4484E-01	8.93
59	.4414E+05	162.3	186.9	236.1	.1793	.4481E-01	8.98
60	.4412E+05	162.3	186.9	236.0	.1792	.4477E-01	9.04
61	.4410E+05	162.3	186.9	235.9	.1791	.4474E-01	9.09
62	.4407E+05	162.3	186.9	235.8	.1790	.4471E-01	9.15
63	.4405E+05	162.3	186.9	235.7	.1789	.4468E-01	9.21
64	.4403E+05	162.3	186.9	235.6	.1788	.4464E-01	9.27
65	.4401E+05	162.3	186.9	235.5	.1787	.4461E-01	9.33
66	.4399E+05	162.3	186.9	235.4	.1786	.4458E-01	9.38
67	673.3	162.3	2.862	235.3	.1785	.4455E-01	9.44

## VAPOR

Stg	lb/hr	Average mol wt	Actual vol rate ft3/hr	Actual density lb/ft3	Viscosity cp	Thermal conduct. Btu/hr-ft-F	Compr. factor
2	.2036E+05	120.3	.5568E+05	.3657	.9476E-02	.1976E-01	.94080
3	.3813E+05	120.3	.1040E+06	.3667	.9484E-02	.1979E-01	.94069
4	.3814E+05	120.2	.1037E+06	.3677	.9490E-02	.1981E-01	.94058
5	.3814E+05	120.2	.1035E+06	.3687	.9496E-02	.1983E-01	.94047
6	.3815E+05	120.2	.1032E+06	.3698	.9501E-02	.1985E-01	.94034
7	.3816E+05	120.2	.1029E+06	.3708	.9506E-02	.1986E-01	.94022
8	.3816E+05	120.3	.1026E+06	.3719	.9510E-02	.1986E-01	.94008
9	.3816E+05	120.3	.1023E+06	.3730	.9513E-02	.1987E-01	.93995
10	.3816E+05	120.3	.1020E+06	.3741	.9516E-02	.1987E-01	.93981
11	.3816E+05	120.3	.1017E+06	.3752	.9520E-02	.1987E-01	.93967
12	.3816E+05	120.3	.1014E+06	.3763	.9523E-02	.1988E-01	.93952
13	.3816E+05	120.3	.1011E+06	.3774	.9525E-02	.1988E-01	.93938
14	.3816E+05	120.4	.1008E+06	.3786	.9528E-02	.1987E-01	.93924
15	.3816E+05	120.4	.1005E+06	.3797	.9531E-02	.1987E-01	.93910
16	.3816E+05	120.4	.1002E+06	.3809	.9534E-02	.1987E-01	.93885
17	.3817E+05	120.5	.9991E+05	.3820	.9537E-02	.1986E-01	.93871
18	.3817E+05	120.5	.9962E+05	.3831	.9539E-02	.1986E-01	.93856
19	.3817E+05	120.5	.9933E+05	.3843	.9542E-02	.1985E-01	.93842
20	.3817E+05	120.6	.9904E+05	.3854	.9545E-02	.1984E-01	.93827
21	.3817E+05	120.7	.9874E+05	.3866	.9548E-02	.1983E-01	.93813
22	.3817E+05	120.8	.9842E+05	.3878	.9551E-02	.1981E-01	.93798
23	.3815E+05	120.9	.9805E+05	.3891	.9555E-02	.1979E-01	.93784
24	.3812E+05	121.2	.9760E+05	.3906	.9560E-02	.1976E-01	.93770
25	.3805E+05	121.7	.9698E+05	.3924	.9569E-02	.1971E-01	.93757
26	.3793E+05	122.7	.9608E+05	.3948	.9581E-02	.1964E-01	.93743
27	.3777E+05	124.4	.9482E+05	.3984	.9597E-02	.1949E-01	.93720
28	.3766E+05	127.0	.9330E+05	.4037	.9612E-02	.1924E-01	.93676
29	.3776E+05	130.4	.9194E+05	.4107	.9617E-02	.1889E-01	.93600

Unit type: CRUD Unit name: Eqp # 46

CASO DISEÑO

VAPOR		Actual		Actual	Viscosity	Thermal	Compr.
Stg	lb/hr	Average	vol rate	density	cp	conduct.	factor
		mol wt	ft <sup>3</sup> /hr	lb/ft <sup>3</sup>		Btu/hr-ft-F	
30	.3812E+05	133.7	.9113E+05	.4183	.9612E-02	.1849E-01	.93502
31	.3859E+05	136.4	.9083E+05	.4249	.9602E-02	.1816E-01	.93409
32	.3903E+05	138.2	.9079E+05	.4299	.9595E-02	.1793E-01	.93336
33	.3923E+05	139.3	.9053E+05	.4334	.9591E-02	.1779E-01	.93284
34	.3941E+05	139.9	.9041E+05	.4359	.9590E-02	.1772E-01	.93249
35	.3751E+05	150.1	.8147E+05	.4604	.9495E-02	.1608E-01	.92816
36	.4021E+05	156.8	.8418E+05	.4777	.9424E-02	.1499E-01	.92489
37	.4208E+05	160.0	.8641E+05	.4970	.9390E-02	.1447E-01	.92312
38	.4301E+05	161.4	.8749E+05	.4916	.9377E-02	.1425E-01	.92227
39	.4342E+05	161.9	.8784E+05	.4943	.9374E-02	.1418E-01	.92182
40	.4338E+05	162.1	.8785E+05	.4961	.9375E-02	.1415E-01	.92155
41	.4365E+05	162.2	.8771E+05	.4976	.9377E-02	.1415E-01	.92135
42	.4367E+05	162.2	.8752E+05	.4990	.9380E-02	.1415E-01	.92117
43	.4368E+05	162.3	.8731E+05	.5003	.9384E-02	.1416E-01	.92100
44	.4368E+05	162.3	.8709E+05	.5016	.9387E-02	.1417E-01	.92084
45	.4368E+05	162.3	.8687E+05	.5028	.9390E-02	.1418E-01	.92068
46	.4368E+05	162.3	.8665E+05	.5041	.9394E-02	.1419E-01	.92052
47	.4367E+05	162.3	.8642E+05	.5053	.9397E-02	.1420E-01	.92036
48	.4367E+05	162.3	.8620E+05	.5066	.9401E-02	.1421E-01	.92020
49	.4366E+05	162.3	.8597E+05	.5078	.9404E-02	.1422E-01	.92004
50	.4365E+05	162.3	.8574E+05	.5090	.9408E-02	.1423E-01	.91989
51	.4363E+05	162.3	.8551E+05	.5103	.9412E-02	.1425E-01	.91973
52	.4362E+05	162.3	.8528E+05	.5115	.9415E-02	.1426E-01	.91957
53	.4361E+05	162.3	.8506E+05	.5127	.9419E-02	.1427E-01	.91942
54	.4359E+05	162.3	.8483E+05	.5139	.9423E-02	.1428E-01	.91926
55	.4357E+05	162.3	.8460E+05	.5151	.9427E-02	.1429E-01	.91911
56	.4355E+05	162.3	.8437E+05	.5162	.9430E-02	.1431E-01	.91895
57	.4353E+05	162.3	.8414E+05	.5174	.9434E-02	.1432E-01	.91880
58	.4351E+05	162.3	.8391E+05	.5186	.9438E-02	.1433E-01	.91864
59	.4349E+05	162.3	.8368E+05	.5197	.9442E-02	.1435E-01	.91849
60	.4347E+05	162.3	.8345E+05	.5209	.9446E-02	.1436E-01	.91834
61	.4344E+05	162.3	.8322E+05	.5220	.9449E-02	.1437E-01	.91818
62	.4342E+05	162.3	.8299E+05	.5232	.9453E-02	.1439E-01	.91803
63	.4340E+05	162.3	.8277E+05	.5243	.9457E-02	.1440E-01	.91788
64	.4338E+05	162.3	.8255E+05	.5255	.9461E-02	.1441E-01	.91772
65	.4336E+05	162.3	.8232E+05	.5266	.9465E-02	.1442E-01	.91757
66	.4333E+05	162.3	.8211E+05	.5278	.9469E-02	.1444E-01	.91742
67	.4331E+05	162.3	.8189E+05	.5289	.9472E-02	.1445E-01	.91726

TABLE 8.5 RESUMEN DATOS DE EQUIPOS DE PROCESO  
CASO DISEÑO

Tower Summary, unit # 2E

No. of stages, main column	21	Stg 1/Cond. P psia	274.700
1st feed stage	10	Stg 2/Tower top P psia	279.700
2nd feed stage	13	Tower del P psia	5.86000
1st sidestream stage	1		

Condenser type: total  
Subcooled cond. temp C 37.7722  
There is no reboiler.

Side exchangers  
Side exchanger no. 1  
Exchanger stg. locn. 21

There are 3 specifications on this unit

- 1 Condenser duty = -7.65000 MMBtu/hr
- 2 Overhead rate = 2.15490 lbmol/hr
- 3 1st sidestream rate = .100000E-02 lbmol/hr

Tower Summary, unit # 4E

No. of stages, main column	67	Stg 1/Cond. P psia	19.7000
1st feed stage	24	Stg 2/Tower top P psia	24.7000
1st sidestream stage	6	Tower del P psia	5.00000

Condenser type: total  
Subcooled cond. temp C 43.3278

There are 3 specifications on this unit

- 1 Condenser duty = -4.88000 MMBtu/h
- 2 Bottoms recovery of P-DicpropylBen = .309990
- 3 1st sidestream rate = 23.0000 lbmol/hr

## Tower Summary

Equipment name	
number	24
No. of stages	52
1st feed stage	16
Stg 1/Cond. P psia	39.7000
Cond. del P psia	5.00000
Tower del P psia	6.00000
Condenser type	total
Condenser mode	1
	R/D
Condenser spec	.498000
Subcooled temp. C	43.3000
Reboiler mode	7
	Comp recov.
Reboiler spec.	.855300
Comp position/name	6 I-Propyl-
Damping factor	.800000
Max. iterations	30
Calculated Duties	
Condenser MMBtu/hr	-14.4365
Reboiler MMBtu/hr	8.30477

## Column Summary

Equipment name	
number	31
No. of stages	8
1st feed stage	1
2nd feed stage	8
Stg 1/Cond. P psia	feed pres.
Cond. del P psia	.000000
Tower del P psia	1.00000
Condenser mode	0
	No Cond
Condenser spec	
Reboiler mode	0
	No Rebr
Reboiler spec.	
Tray effc. Top	1.00000
Tray effc. Bottom	1.00000
Max. iterations	30

## Divider Summary

Equipment name				
number	3	7	14	28
Mode	0	0	0	0
	Ratio	Ratio	Ratio	Ratio
Flow rate/ratio	.500000	.000000	.860000	.000000
Flow rate/ratio	.500000	.100000	.140000	1.00000

Divider Summary

Equipment name			
number	33	37	
Mode	0	0	
	Ratio	Ratio	
Flow rate/ratio	.100000E-02	.391100E-02	
Flow rate/ratio	.999000	.996090	

Mixer Summary

Equipment name				
number	6	8	16	17
Outlet pres. psia	584.700	601.700	266.000	P-out = P-

Mixer Summary

Equipment name				
number	21	27	34	36
Outlet pres. psia	601.700	264.700	46.7000	P-out = P-

Flash Summary

Equipment name	
number	10
Mode	8
	psia
Parameter 1	57.7000
Parameter 2	.000000
Heat duty MMBtu/hr	.000000
K-values	
Benzene	1.10442
Water	17.8983
Ethane	32.9777
Propane	15.2743
Propylene	15.2618
I-Propyl-Benzene	.193744
SecButyl-Benzene	.122138
I-Nonene	.286648
I-Hexene	1.79251
I-Butene	7.22481
N-Propyl-Benzene	.161587
Ethylene	41.9399
Ethyl-Benzene	.288207
M-DisopropylBen	.583140E-01
P-DisopropylBen	.462605E-01
Cs-2-Butene	5.85877
Ts-2-Butene	6.32160
I-Butane	8.33962
Tert-Butylbenzen	.137237



## Valve Summary

Equipment name number	5	9	11	15
	Pres. drop	Pres. out	Pres. out	Pres. ou
Pres. spec psia	60.0000	57.7000	46.7000	266.000

## Valve Summary

Equipment name number	19	23	30	32
	Pres. out	Pres. out	Pres. out	Pres. out
Pres. spec psia	587.000	279.700	297.700	296.700

## Valve Summary

Equipment name number	39	42	45
	Pres. drop	Pres. out	Pres. out
Pres. spec psia	50.0000	64.7000	64.7000

## Heat Exchanger Summary

Equipment name number	4	35	41	43
Delta P str 1 psia	10.0000	16.0000	15.0000	5.00000
Delta P str 2 psia	10.0000	17.0000	.000000	.000000
T str 1 out C	193.000	126.667	46.0000	44.0000
T str 2 out C	256.000	167.223		
Case flag	Design	Design	Design	Design
Calc. duty MMBtu/hr	5.42006	4.64096	-1.24101	-.122933
Calc. LMTD C	50.4939	38.7977		
Calc. LMTD factor	1.00000	1.00000		
Utility option flag	0	0	0	0

## Pump Summary

Equipment name number	12	13	18	20
Output pres. psia	108.700	334.000	692.000	587.000
Pump efficiency	.750000	.700000	.750000	.700000
Work required hp	.230638E-01	26.8439	6.34291	57.0404

## Pump Summary

Equipment name number	22	26	29	38
Output pres. psia	321.000	326.700	319.700	77.7000
Pump efficiency	.700000	.750000	.750000	.700000
Work required				

hp

4.71004

.749478E-05

.117144E-01

.789704

Pump Summary

Equipment name		
number	40	44
Output pres. psia	110.700	97.7000
Pump efficiency	.750000	.750000
Work required		
hp	2.06907	.912975E-01

VIII.- APENDICES  
 B) RESULTADOS SIMULACION CONVERSION FLANIA  
 (CASO PROPUESTO)

FLOWSHEET SUMMARY

Equipment	Stream Numbers
1 KREA	1 -2
2 KREA	4 -5
3 HTXR	13 14 -3 -15
4 VALV	17 -13
5 MIXE	16 12 -17
6 DIVI	19 -11 -16
7 MIXE	18 20 -19
8 VALV	8 -23
9 FLAS	23 -25 -27
10 VALV	25 -26
11 PUMP	30 -32
12 PUMP	33 -34
13 DIVI	34 -35 -36
14 VALV	35 -37
15 MIXE	37 24 -38
16 MIXE	43 41 -45
17 PUMP	45 -44
18 VALV	44 -45
19 PUMP	38 -39
20 MIXE	40 39 -46
21 PUMP	47 -48
22 VALV	48 -21
23 CRUD	21 10 -22 -24 -54
24 PUMP	54 -50
25 MIXE	50 51 -52
26 DIVI	52 -53 -42
27 PUMP	42 -43
28 VALV	6 -55
29 SCDS	6 55 -7 -8
30 VALV	36 -9
31 DIVI	27 -56 -57
32 MIXE	57 28 -29
33 HTXR	7 11 -10 -12
34 DIVI	29 -30 -33
35 PUMP	31 -58
36 VALV	58 -59
37 HTXR	61 -66
38 PUMP	66 -67
39 VALV	67 -68
40 CRUD	59 -60 -61 -62
41 HTXR	63 -64
42 VALV	64 -65
43 DIVI	3 -1 -4 -69
44 MIXE	2 5 70 -6
45 KREA	69 -70
46 PUMP	63 -63
47 CRUD	28 -27 -31

## Stream Connections

Stream			Equipment			Stream			Equipment			Stream			Equipment		
Stream	From	To	Stream	From	To	Stream	From	To	Stream	From	To	Stream	From	To	Stream	From	To
1	43	1	24	23	15	47			47			21			47		
2	1	44	25	9	10	48	21	22	48	21	22	22			48	21	22
3	3	43	26	10	32	50	24	25	50	24	25	25			50	24	25
4	43	2	27	9	31	51			51			25			51		
5	2	44	28	32	47	52	25	26	52	25	26	26			52	25	26
6	44	28	29	47	34	53	26		53	26					53	26	
7	29	33	30	34	11	54	23	24	54	23	24				54	23	24
8	29	8	31	47	35	55	28	29	55	28	29				55	28	29
9	30	29	32	11		56	31		56	31					56	31	
10	33	23	33	34	12	57	31	32	57	31	32				57	31	32
11	6	33	34	12	13	58	35	36	58	35	36				58	35	36
12	33	5	35	13	14	59	36	40	59	36	40				59	36	40
13	4	3	36	13	30	60	40		60	40					60	40	
14		3	37	14	15	61	40	37	61	40	37				61	40	37
15	3		38	15	19	62	40	46	62	40	46				62	40	46
16	6	5	39	19	20	63	46	41	63	46	41				63	46	41
17	5	4	40	18	20	64	41	42	64	41	42				64	41	42
18		7	41		16	65	42		65	42					65	42	
19	7	6	42	26	27	66	37	38	66	37	38				66	37	38
20		7	43	27	16	67	38	39	67	38	39				67	38	39
21	22	23	44	17	18	68	39		68	39					68	39	
22	23		45	16	17	69	43	45	69	43	45				69	43	45
23	8	9	46	20		70	45		70	45					70	45	

## Recycle Sequence

43 45 8 9 31 10 32 47 34 12 13 30 2 1 44 28 29

## Recycle Sequence

33 5 4 3

## User Specified Sequence

46 15 16 17 18 19 20 37 38 39 41 42

## Cut Streams

3 B

## Accelerated Streams

3 B

Wegstein Convergence Method, frequency = 3

Recycle calculations have converged

## COMPONENTS

40	62	3	4	23	71	37B	367	35	24	70	22	45
1001	1002	25	26	5	379							

## THERMODYNAMICS

K-value model :Peng-Robinson

Enthalpy model :Peng-Robinson

Water immiscible



TABLA 3.6 PROPIEDADES CORRIENTES CASO PROPUESTO

STREAM PROPERTIES

Stream No.	1	2	3	4
Phase	Mixed	Mixed	Mixed	Mixed
From Eq #	43	1	9	43
To Eq #	1	44	43	2
lbmol/hr	790.901	724.002	2372.72	790.908
Temp C	193.000	224.939	193.000	193.000
Pres psia	514.700	458.440	514.700	514.700
Enth MMBtu/hr	8.90897	11.3195	26.7271	8.90905
Cp Vap Btu/lbmol-R	33.8863	38.4201	33.8891	33.8890
Cp Liq Btu/lbmol-R	47.3078	55.9287	47.3078	47.3130
Mol Fraction Vapor	.210908	.425303	.210908	.210908
Mol Fraction Water	.108256E-02	.118268E-02	.108250E-02	.108255E-02
*** Dry basis ***				
lb/hr	54129.2	54128.6	162389.	54129.7
Average Mol Wt	68.5141	74.8488	68.5141	68.5141
Std Liq gal/min	139.621	135.574	418.856	139.622
Deg API	51.2342	45.9458	51.2341	51.2342
Sp Gr	.774349	.797427	.774349	.774349
lb/gal	8.45833	8.64874	8.45833	8.45832
UOP K	11.2012	11.0020	11.2012	11.2012
Reduced Temp	.601278	.622214	.601278	.601278
Reduced Pres	.650387	.589387	.650389	.650387
-- Liquid only --				
lb/hr	44398.6	33421.2	133196.	44399.0
Std Liq gal/min	110.719	79.9566	332.160	110.720
-- Vapor only --				
lb/hr	2730.66	20705.4	29192.1	9730.75
Std Liq gal/min	28.9017	55.6173	86.7055	28.9019
Std Vap ft <sup>3</sup> /hr	59727.9	110311.	179195.	59728.4
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	69.4594	74.7816	68.4594	68.4594
-- Liquid only --				
lb/hr	44406.8	33425.5	133221.	44407.2
Std Liq gal/min	110.736	79.9650	332.210	110.737
Actual gal/min	155.150	116.777	465.453	155.152
lb/gal	4.76992	4.77018	4.76992	4.76992
Sf tens dyne/cm	4.87623	4.35749	4.87623	4.87623
Th cond Btu/hr-ft-F	.475248E-01	.454077E-01	.475248E-01	.475248E-01
Visc cp	.973098E-01	.856539E-01	.973098E-01	.973098E-01
-- Vapor only --				
lb/hr	9737.81	20716.6	29213.6	9737.90
Std Vap ft <sup>3</sup> /hr	59889.3	110599.	179669.	59889.9
Actual ft <sup>3</sup> /hr	2004.61	4347.87	6013.87	2004.63
lb-ft <sup>3</sup>	4.85771	4.76477	4.85770	4.85771
Cp Cv	1.28444	1.24069	1.28455	1.28455
Compress. factor	.687022	.687463	.687022	.687022
Th cond Btu/hr-ft-F	.220509E-01	.214072E-01	.220509E-01	.220509E-01
Visc cp	.147025E-01	.150089E-01	.147025E-01	.147025E-01

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	5	6	7	8
Phase	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
From Eqp #	2	44	29	29
To Eqp #	44	28	33	8
lbmol/hr	724.008	2172.82	1174.44	1128.90
Temp C	224.926	223.666	194.704	203.719
Pres psia	468.440	468.440	296.700	297.700
Enth MMBtu/hr	11.3179	33.4551	20.9377	12.4147
Cp Vap Btu/lbmol-R	38.4174	38.1878	32.7289	
Cp Liq Btu/lbmol-R	55.9297	55.5837		51.1606
Mol Fraction Vapor	.425155	.404314	1.00000	.000000
Mol Fraction Water	.118267E-02	.118215E-02	.188795E-02	.361595E-03
*** Dry basis ***				
lb/hr	54127.1	162441.	77992.7	94324.6
Average Mol Wt	74.8488	74.8492	66.5342	83.5850
Std Liq gal/min	135.575	406.861	208.840	221.319
Deg API	45.9458	45.9392	58.1965	34.7238
Sp Gr	.797427	.797456	.743928	.851262
lb/gal	6.64874	6.64899	6.21936	7.09760
UDP K	11.0020	11.0015	11.5992	10.2914
Reduced Temp	.922201	.919860	.925602	.834700
Reduced Pres	.589386	.589412	.376604	.398830
-- Liquid only --				
lb/hr	33432.7	103696.		94324.6
Std Liq gal/min	79.9851	248.388		221.319
-- Vapor only --				
lb/hr	20694.3	58745.7	77992.7	
Std Liq gal/min	55.5900	158.473	208.840	
Std Vap ft <sup>3</sup> /hr	110258.	314658.	420732.	
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	74.7816	74.7820	66.4426	83.5613
-- Liquid only --				
lb/hr	33437.0	103709.		94332.0
Std Liq gal/min	79.5935	248.415		221.333
Actual gal/min	116.816	361.917		299.874
lb/gal	4.77023	4.77553		5.24244
Sf tens dyne/cm	4.35801	4.40910		6.53924
Th cond Btu/hr-ft-F	.454086E-01	.453007E-01		.493084E-01
Visc cp	.856541E-01	.856649E-01		.107473
-- Vapor only --				
lb/hr	20705.5	58778.5	78032.7	
Std Vap ft <sup>3</sup> /hr	110516.	315410.	421661.	
Actual ft <sup>3</sup> /hr	4345.76	12397.6	27728.6	
lb/ft <sup>3</sup>	4.76453	4.74110	2.81416	
Cp/Cv	1.24067	1.23999	1.15448	
Compress. factor	.687482	.688942	.775233	
Th cond Btu/hr-ft-F	.214934E-01	.215122E-01	.192762E-01	
Visc cp	.150086E-01	.149747E-01	.132114E-01	

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	9	10	11	12
Phase	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid
From Eq #	30	33	6	33
To Eq #	29	23	33	5
lbmol/hr	130.460	1174.44	2135.45	2135.45
Temp C	44.8139	126.667	90.1709	177.361
Pres psia	296.700	280.700	601.700	584.700
Enth MMBtu/hr	-1.02048	8.28190	6.72841	19.3842
Cp Vap Btu/lbmol-R		25.8926		
Cp Liq Btu/lbmol-R	29.9275	37.6053	32.8959	44.5359
Mol Fraction Vapor	.000000	.189869	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.436267E-03	.188795E-02	.108257E-02	.108257E-02
*** Dry basis ***				
lb/hr	9871.82	77992.7	146150.	146150.
Average Mol Wt	75.7025	66.5342	68.5141	68.5141
Std Liq gal/min	23.2877	208.840	376.979	376.979
Deg API	35.6207	58.1965	51.2341	51.2341
Sp Gr	.846693	.745928	.774349	.774349
lb/gal	7.05951	6.21936	6.45633	6.45633
UOP K	10.2300	11.5992	11.2012	11.2012
Reduced Temp	.578722	.790997	.702463	.871041
Reduced Pres	.404039	.356295	.760322	.738840
-- Liquid only --				
lb/hr	9871.82	66721.2	146150.	146150.
Std Liq gal/min	23.2877	170.092	376.979	376.979
-- Vapor only --				
lb/hr		11271.6		
Std Liq gal/min		38.7478		
Std Vap ft3/hr		79641.8		
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	75.6773	66.4426	68.4594	68.4594
-- Liquid only --				
lb/hr	9872.84	66741.4	146191.	146191.
Std Liq gal/min	23.2898	170.132	377.062	377.062
Actual gal/min	24.0851	203.813	418.773	515.472
lb/gal	6.83137	5.45729	5.81776	4.72639
Sf tens dyne/cm	22.2986	6.99194	7.98981	4.69885
Th cond Btu/hr-ft-F	.761033E-01	.517211E-01	.567183E-01	.475409E-01
Visc cp	.398646	.108029	.176258	.978574E-01
-- Vapor only --				
lb/hr		11291.3		
Std Vap ft3/hr		80060.2		
Actual ft3/hr		4938.21		
lb/ft3		2.28652		
Cp/Cv		1.17613		
Compress. factor		.804999		
Th cond Btu/hr-ft-F		.233336E-01		
Visc cp		.116909E-01		



## STREAM PROPERTIES

Stream No.	13	16	17	18
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Equip #	4	6	4	
To Equip #	3	5	5	7
lbmol/hr	2372.72	237.272	2372.72	2370.52
Temp C	169.595	90.1709	169.814	90.0941
Pres psia	524.700	601.700	584.700	601.700
Enth MMBtu/hr	20.1318	.747601	20.1318	7.48011
Cp Liq Btu/lbmol-R	43.2424	32.8971	42.8959	32.9050
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.108256E-02	.108258E-02	.108256E-02	.155515E-03
*** Dry basis ***				
lb/hr	162389.	16238.9	162389.	162389.
Average Mol Wt	68.5141	68.5141	68.5141	68.5141
Std Liq gal/min	418.866	41.8866	418.866	418.866
Deg API	51.2341	51.2341	51.2341	51.2341
Sp Gr	.774349	.774349	.774349	.774349
lb/gal	6.45633	6.45633	6.45633	6.45633
UOP K	11.2012	11.2012	11.2012	11.2012
Reduced Temp	.856026	.702463	.856450	.702315
Reduced Pres	.663022	.760322	.738839	.760321
- - Liquid only - -				
lb/hr	162389.	16238.9	162389.	162389.
Std Liq gal/min	418.866	41.8866	418.866	418.866
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	68.4594	68.4594	68.4594	68.5062
- - Liquid only - -				
lb/hr	162435.	16243.5	162435.	162395.
Std Liq gal/min	418.958	41.8958	418.958	418.879
Actual gal/min	560.953	46.9304	559.360	463.162
lb/gal	4.82577	5.81776	4.83951	5.81812
Sf tens dyne/cm	4.97314	7.98581	4.98270	7.98754
Th cond Btu/hr-ft-F	.482615E-01	.567183E-01	.48258E-01	.567258E-01
Visc cp	.102001	.176258	.101680	.176373

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	19	20	21	22
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eqp #	7	Feed	22	23
To Eqp #	6	7	23	Product
lbmol/hr	2372.72	2.20000	196.620	3.43476
Temp C	90.1709	254.489	38.4986	37.7722
Pres psia	601.700	621.700	279.700	274.700
Enth MMBtu/hr	7.47601	-.409346E-02	-.362942	.174250E-01
Cp Liq Btu/lbmol-R	32.8960	21.2500	29.2646	31.7583
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.108236E-02	1.00000	.101741E-03	.985048E-03
*** Dry basis ***				
lb/hr	162389.	.000000	15357.0	149.987
Average Mol Wt	68.5141		78.1130	43.7104
Std Liq gal/min	418.866		34.7102	.593249
Deg API	51.2341		28.6217	149.655
Sp Gr	.774349		.883703	.503280
lb/gal	6.45633		7.36809	4.19622
UOP K	11.2012		9.73000	14.8104
Reduced Temp	.702463		.554377	.843696
Reduced Pres	.760321		.393719	.440230
- - Liquid only - -				
lb/hr	162389.		15357.0	149.987
Std Liq gal/min	418.866		34.7102	.593249
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	68.4594	18.0200	78.1069	43.6851
- - Liquid only - -				
lb/hr	162435.	39.6440	15357.4	150.048
Std Liq gal/min	418.958	.792458E-01	34.7109	.593371
Actual gal/min	465.304	.107652	35.5874	.636535
lb/gal	5.81777	6.13720	7.19175	3.92844
Sf tens dyne/cm	7.98581	25.0744	26.4330	5.32435
Th cond Btu/hr-ft-F	.567183E-01	.396154	.814433E-01	.503264E-01
Visc cp	.174258	.106291	.508030	.877010E-01

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	23	24	25	26
Phase	Mixed	Liquid	Vapor	Vapor
From Eq #	8	23	9	10
To Eq #	9	15	10	32
lbmol/hr	1128.90	1364.39	558.011	558.011
Temp C	139.247	117.878	139.247	138.056
Pres psia	57.7000	285.580	57.7000	46.7000
Enth MMBtu/hr	12.4147	6.91698	9.18088	7.18080
Cp Vap Btu/lbmol-R	28.7055		28.7055	28.4815
Cp Liq Btu/lbmol-R	44.8234	36.5508		
Mol Fraction Vapor	.494298	.000000	1.00000	1.00000
Mol Fraction Water	.361595E-03	.178938E-06	.692374E-03	.692374E-03
*** Dry basis ***				
lb/hr	94324.6	93156.1	42277.2	42277.2
Average Mol Wt	83.5850	68.2768	75.8165	75.8165
Std Liq gal/min	221.319	242.781	102.079	102.079
Deg API	34.7239	53.1309	39.5537	39.5537
Sp Gr	.851262	.766394	.827225	.827225
lb/gal	7.09760	6.39000	6.89720	6.89720
UOP K	10.2914	11.3194	10.5341	10.5341
Reduced Temp	.721849	.760037	.753967	.751790
Reduced Pres	.773009E-01	.366160	.761216E-01	.616097E-01
- - Liquid only - -				
lb/hr	52047.4	93156.1		
Std Liq gal/min	119.239	242.781		
- - Vapor only - -				
lb/hr	42277.2		42277.2	42277.2
Std Liq gal/min	102.079		102.079	102.079
Std Vap ft3/hr	200142.		200142.	200142.
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	83.5612	68.2768	75.7765	75.7765
- - Liquid only - -				
lb/hr	52047.8	93156.1		
Std Liq gal/min	119.240	242.781		
Actual gal/min	139.646	287.799		
lb/gal	6.21136	5.39430		
Sf tens dyne/cm	14.3939	6.27754		
Th cond Btu/hr-ft-F	.600379E-01	.504969E-01		
Visc cp	.201100	.101321		
- - Vapor only - -				
lb/hr	42284.2		42284.1	42284.1
Std Vap ft3/hr	200344.		200344.	200344.
Actual ft3/hr	71327.8		71327.8	89238.7
lb/ft3	.592814		.592814	.473832
Cp/Cv	1.08397		1.08397	1.08220
Compress. factor	.925986		.925986	.940364
Th cond Btu/hr-ft-F	.129266E-01		.129266E-01	.128579E-01
Visc cp	.105801E-01		.105801E-01	.105060E-01

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	27	28	29	30
Phase	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid
From Eq #	9	32	47	34
To Eq #	31	47	34	11
lbmol/hr	570.885	1128.33	935.514	3.65879
Temp C	139.247	131.250	43.3278	43.3278
Pres psia	57.7000	46.7000	39.7000	39.7000
Enth HHBtu/hr	3.23379	12.4114	-.839710	-.328410E-02
Cp Vap Btu/lbmol-R		28.1530		
Cp Liq Btu/lbmol-R	44.8234	44.5042	29.9948	29.9939
Mol Fraction Vapor	.000000	.535514	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.382749E-04	.361778E-03	.436341E-03	.436333E-03
*** Dry basis ***				
lb/hr	52047.4	94272.6	70789.8	276.859
Average Mol Wt	91.1733	83.5811	75.7025	75.7025
Std Liq gal/min	119.239	221.199	166.994	.653113
Deg API	30.8006	34.7261	35.6207	35.6207
Sp Gr	.871839	.851250	.846693	.846693
lb/gal	7.26917	7.09751	7.05952	7.05951
UOP K	10.0543	10.2915	10.2300	10.2300
Reduced Temp	.697536	.707865	.576017	.576017
Reduced Pres	.819608E-01	.625629E-01	.540626E-01	.540626E-01
-- Liquid only --				
lb/hr	52047.4	48265.5	70789.8	276.859
Std Liq gal/min	119.239	110.547	166.994	.653113
-- Vapor only --				
lb/hr		46007.2		
Std Liq gal/min		110.653		
Std Vap ft3/hr		216730.		
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	91.1705	83.5574	75.6773	75.6773
-- Liquid only --				
lb/hr	52047.8	48265.7	70797.2	276.888
Std Liq gal/min	119.240	110.547	167.009	.653170
Actual gal/min	139.646	127.761	172.827	.675926
lb/gal	6.21136	6.29583	6.82682	6.82681
Sf tens dyne/cm	14.3939	15.3500	22.4777	22.4777
Th cond Btu/hr-ft-F	.600379E-01	.611308E-01	.763802E-01	.763802E-01
Visc cp	.201100	.216180	.405917	.405917
-- Vapor only --				
lb/hr		46014.3		
Std Vap ft3/hr		216940.		
Actual ft3/hr		94657.5		
lb/ft3		.486114		
Cp/Cv		1.08324		
Compress. factor		.936663		
Th cond Btu/hr-ft-F		.124293E-01		
Visc cp		.103325E-01		

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	31	32	33	34
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	47	11	34	12
To Eq #	35	Product	12	13
lbmol/hr	192.810	3.65879	931.855	931.855
Temp C	209.499	43.7834	43.3278	44.6871
Pres psia	50.7000	108.700	39.7000	334.000
Enth MMBtu/hr	3.27453	-.319173E-02	-.836426	-.728916
Cp Liq Btu/lbmol-R	71.1022	29.8875	29.9957	29.9100
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.000000	.436333E-03	.436331E-03	.436331E-03
*** Dry basis ***				
lb/hr	23482.6	276.859	70513.0	70513.0
Average Mol Wt	121.791	75.7025	75.7025	75.7025
Std Liq gal/min	54.2053	.653113	166.341	166.341
Deg API	32.0290	35.6207	35.6207	35.6207
Sp Gr	.865290	.846693	.846694	.846694
lb/gal	7.21457	7.05931	7.05932	7.05932
LOP K	10.2000	10.2000	10.2000	10.2000
Reduced Temp	.761113	.576947	.576017	.578492
Reduced Pres	.108894	.148025	.540626E-01	.454834
- - Liquid only - -				
lb/hr	23482.6	276.859	70513.0	70513.0
Std Liq gal/min	54.2053	.653113	166.341	166.341
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	121.791	75.6773	75.6773	75.6773
- - Liquid only - -				
lb/hr	23482.6	276.888	70520.3	70520.3
Std Liq gal/min	54.2053	.653170	166.356	166.356
Actual gal/min	68.7594	.675652	172.151	171.946
lb/gal	5.69152	6.82756	6.82682	6.83494
Sf tens dyna/cm	9.75254	22.4215	22.4777	22.5227
Sf cond Btu/hr-ft-F	.524827E-01	.762937E-01	.762802E-01	.761374E-01
Visc cp	.193738	.403672	.405917	.399261

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	35	36	37	38
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eqp #	13	13	14	15
To Eqp #	14	30	15	19
lbmol/hr	801.396	130.460	801.396	2165.79
Temp C	44.6871	44.6871	44.9186	92.4506
Pres psia	334.000	334.000	266.000	266.000
Enth MMBtu/hr	-.626867	-.102048	-.626863	6.29012
Cp Liq Btu/lbmol-R	29.9079	29.9079	29.9392	33.7700
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.436327E-03	.436267E-03	.436327E-03	.161537E-03
*** Dry basis ***				
lb/hr	60641.2	9871.82	60641.2	153797.
Average Mol Wt	75.7025	75.7025	75.7025	71.0237
Std Liq gal/min	143.053	23.2877	143.053	385.834
Deg API	35.6207	35.6207	35.6207	46.2267
Sp Gr	.846694	.846693	.846694	.796166
lb/gal	7.05952	7.05951	7.05952	6.63823
UOP K	10.2300	10.2300	10.2300	10.9164
Reduced Temp	.578492	.578492	.578913	.692644
Reduced Pres	.454834	.454834	.362233	.347181
- - Liquid only - -				
lb/hr	60641.2	9871.82	60641.2	153797.
Std Liq gal/min	143.053	23.2877	143.053	385.834
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	75.6773	75.6773	75.6773	71.0152
- - Liquid only - -				
lb/hr	60647.5	9872.84	60647.5	153804.
Std Liq gal/min	143.066	23.2898	143.066	385.847
Actual gal/min	147.874	24.0725	148.015	430.689
lb/gal	6.83494	6.83494	6.82842	5.95136
Sf tens dyne/cm	22.3227	22.3227	22.2787	9.38428
Th cond Btu/hr-ft-F	.761374E-01	.761374E-01	.760751E-01	.574539E-01
Visc cp	.399261	.399261	.398140	.156134

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	39	40	41	42
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	19	18	Feed	26
To Eq #	20	20	16	27
lbmol/hr	2165.79	206.400	203.400	2.99997
Temp C	94.1754	41.7738	37.7700	37.8736
Pres psia	587.000	587.000	239.700	264.700
Enth MMBtu/hr	6.58349	1.01755	.970066	.152672E-01
Cp Liq Btu/lbmol-R	33.6294	29.0674	30.1656	31.7953
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.161537E-03	.480534E-05	.000000	.328306E-03
*** Dry basis ***				
lb/hr	153797.	8733.42	8601.57	131.854
Average Mol Wt	71.0237	42.3133	42.2889	43.9662
Std Liq gal/min	385.834	33.4049	32.8844	.520513
Deg API	46.2267	139.473	139.340	148.166
Sp Gr	.796166	.522192	.522449	.505962
lb/gal	6.63823	4.35390	4.35604	4.21858
UOP K	10.9164	14.1896	14.1814	14.7434
Reduced Temp	.695912	.860193	.849379	.841991
Reduced Pres	.766146	.870509	.355063	.427687
-- Liquid only --				
lb/hr	153797.	8733.42	8601.57	131.854
Std Liq gal/min	385.834	33.4049	32.8844	.520513
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	71.0152	42.3132	42.2889	43.9577
-- Liquid only --				
lb/hr	153804.	8733.44	8601.57	131.872
Std Liq gal/min	385.847	33.4050	32.8844	.520548
Actual gal/min	428.954	35.7886	33.3403	.556636
lb/gal	5.97543	4.06682	4.05622	3.94815
Sf tens dynes/cm	9.45582	4.89602	5.36632	5.46544
Th cond Btu/hr-ft-F	.572714E-01	.539939E-01	.550416E-01	.504846E-01
Visc cp	.151385	.334704	.335864	.890790E-01

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	43	44	45	46
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	27	17	16	20
To Eq #	16	18	17	
lbmol/hr	2.99997	206.400	206.400	2372.19
Temp C	38.3807	42.0561	37.7319	90.8843
Pres psia	319.700	692.000	239.700	601.700
Enth MMBtu/hr	.153278E-01	1.01755	.985394	7.60104
Cp Liq Btu/lbmol-R	31.5961	28.6231	30.1877	32.9782
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.328306E-03	.480534E-05	.480534E-05	.147893E-03
*** Dry basis ***				
lb/hr	131.854	8733.42	8733.42	162531.
Average Mol Wt	43.9662	42.3133	42.3133	68.5253
Std Liq gal/min	.520513	33.4049	33.4049	419.239
Deg API	148.166	139.473	139.473	51.2372
Sp Gr	.505962	.522192	.522192	.774336
lb/gal	4.21858	4.35390	4.35390	6.45622
UDP K	14.7434	14.1896	14.1896	11.2013
Reduced Temp	.843364	.860964	.849153	.703817
Reduced Pres	.516553	1.02622	.353470	.760444
- - Liquid only - -				
lb/hr	131.854	8733.42	8733.42	162531.
Std Liq gal/min	.520513	33.4049	33.4049	419.239
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	43.9577	42.3132	42.3132	68.5178
- - Liquid only - -				
lb/hr	131.872	8733.44	8733.44	162537.
Std Liq gal/min	.520548	33.4050	33.4050	419.252
Actual gal/min	.556000	39.6277	39.6920	466.217
lb/gal	3.95266	4.08518	4.05510	5.81002
Sf tens dyne/cm	5.41013	4.86320	5.37253	7.93390
Th cond Btu/hr-ft-F	.503180E-01	.539255E-01	.549776E-01	.564885E-01
Visc cp	.884383E-01	.333081	.329405	.174250



## STREAM PROPERTIES

Stream No.	47	48	50	51
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	Feed	Feed	Feed	Feed
To Eq #	21	22	25	25
lbmol/hr	196.620	196.620	.999966	2.00000
Temp C	37.0000	38.3496	38.2568	37.7700
Pres psia	3.30135	321.000	326.700	264.700
Enth MMBtu/hr	-386940	-362939	.509206E-02	.101751E-01
Cp Liq Btu/lbmol-R	29.3096	29.2509	31.5660	31.7500
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.101741E-03	.101741E-03	.985059E-03	.000000
*** Dry basis ***				
lb/hr	15357.0	15357.0	43.6659	88.1880
Average Mol Wt	78.1130	78.1130	43.7104	44.0940
Std Liq gal/min	34.7102	34.7102	.173296	.347217
Deg API	28.6217	28.6217	149.655	147.428
Sp Gr	.883703	.883703	.503280	.507300
lb/gal	7.36809	7.36809	4.19622	4.22974
LOOP K	9.73000	9.73000	14.8104	14.7100
Reduced Temp	.551711	.554112	.845011	.840733
Reduced Pres	.464714E-02	.451855	.523565	.429464
-- Liquid only --				
lb/hr	15357.0	15357.0	43.6659	88.1880
Std Liq gal/min	34.7102	34.7102	.173296	.347217
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	78.1069	78.1069	43.6651	44.0940
-- Liquid only --				
lb/hr	15357.4	15357.4	43.6836	88.1880
Std Liq gal/min	34.7109	34.7109	.173331	.347217
Actual gal/min	35.6005	35.5700	.185120	.370995
lb/gal	7.18909	7.19527	3.93260	3.96146
Sf tens dyn/cm	26.6290	26.4525	5.27445	5.55424
Th cond Btu/hr-ft-F	.817205E-01	.814708E-01	.501720E-01	.506149E-01
Visc cp	.517344	.508946	.871102E-01	.899725E-01

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	52	54	55	56
Phase	Liquid	Liquid	Mixed	Liquid
From Eq #	25	23	28	31
To Eq #	26	24	29	Product
lbmol/hr	2.99997	.999966	2172.82	.570885
Temp C	37.8736	37.7722	203.744	139.247
Pres psia	264.700	274.700	297.700	57.7000
Enth MMBtu/hr	.152672E-01	.507297E-02	33.4555	.323379E-02
Cp Vap Btu/lbmol-R			34.0320	
Cp Liq Btu/lbmol-R	31.7953	31.7579	51.1784	44.8279
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.576561	.000000
Mol Fraction Water	.328306E-03	.985059E-03	.118215E-02	.383176E-04
*** Dry basis ***				
lb/hr	131.854	43.6659	162441.	52.0474
Average Mol Wt	43.9662	43.7104	74.8492	91.1733
Std Liq gal/min	.520513	.173296	406.861	.119239
Dep API	148.166	149.655	45.9392	30.8007
Sp Gr	.505962	.503280	.797456	.871839
lb/gal	4.21858	4.19622	6.64899	7.26917
UOP K	14.7434	14.8104	11.0015	10.0543
Reduced Temp	.841991	.843696	.882973	.697536
Reduced Pres	.427687	.440230	.374579	.819609E-01
-- Liquid only --				
lb/hr	131.854	43.6659	76902.6	52.0474
Std Liq gal/min	.520513	.173296	180.442	.119239
-- Vapor only --				
lb/hr			65538.8	
Std Liq gal/min			226.419	
Std Vap ft <sup>3</sup> /hr			448838.	
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	43.9577	43.6851	74.7820	91.1705
-- Liquid only --				
lb/hr	131.872	43.6836	76908.6	52.0478
Std Liq gal/min	.520548	.173331	180.454	.119240
Actual gal/min	.556636	.185316	244.487	.139646
lb/gal	3.94815	3.92844	5.24243	6.21136
Sf tens dynes/cm	5.46344	5.32435	6.53992	14.3939
Th cond Btu/hr-ft-F	.504846E-01	.503264E-01	.493035E-01	.600379E-01
Visc cp	.890790E-01	.877010E-01	.107476	.201100
-- Vapor only --				
lb/hr			85579.1	
Std Vap ft <sup>3</sup> /hr			449782.	
Actual ft <sup>3</sup> /hr			30074.3	
lb/ft <sup>3</sup>			2.84559	
Cp/Cv			1.14846	
Compress. factor			.775911	
Th cond Btu/hr-ft-F			.197287E-01	
Visc cp			.133505E-01	

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	57	58	59	60
Phase	Liquid	Liquid	Mixed	Liquid
From Equip #	31	35	36	40
To Equip #	32	36	40	Product
lbmol/hr	570.314	192.810	192.810	.559720
Temp C	139.247	209.661	180.690	43.3278
Pres psia	57.7000	77.7000	27.7000	19.7000
Enth MMBtu/hr	3.23056	3.27847	3.27761	-.528064E-03
Cp Vap Btu/lbmol-R			54.1227	
Cp Liq Btu/lbmol-R	44.8279	71.0607	67.2523	49.5781
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.236770	.000000
Mol Fraction Water	.383133E-04	.000000	.000000	.000000
*** Dry basis ***				
lb/hr	51995.4	23482.6	23482.6	67.2746
Average Mol Wt	91.1733	121.791	121.791	120.193
Std Liq gal/min	119.120	54.2053	54.2053	.155240
Dep API	30.8007	32.0290	32.0290	31.9757
Sp Gr	.871839	.865290	.865290	.865572
lb/gal	7.26917	7.21457	7.21457	7.21692
UOP K	10.0543	10.5896	10.5896	10.5705
Reduced Temp	.697536	.761370	.715684	.501434
Reduced Pres	.819609E-01	.166884	.594941E-01	.423301E-01
-- Liquid only --				
lb/hr	51995.4	23482.6	17968.1	67.2746
Std Liq gal/min	119.120	54.2053	41.4789	.155240
-- Vapor only --				
lb/hr			5514.56	
Std Liq gal/min			12.7264	
Std Vap ft3/hr			16386.6	
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	91.1705	121.791	121.791	120.193
-- Liquid only --				
lb/hr	51995.8	23482.6	17968.1	67.2746
Std Liq gal/min	119.121	54.2053	41.4789	.155240
Actual gal/min	139.507	68.6660	50.2373	.157697
lb/gal	6.21136	5.69744	5.96035	7.02048
Sf tens dyne/cm	14.3939	9.73880	12.2801	25.7132
Th cond Btu/hr-ft-F	.600379E-01	.524743E-01	.541405E-01	.702773E-01
Visc cp	.201100	.193623	.217562	.586304
-- Vapor only --				
lb/hr			5514.56	
Std Vap ft3/hr			16391.8	
Actual ft3/hr			13516.8	
lb/ft3			.407978	
Cp/Cv			1.04025	
Compress. factor			.935589	
Th cond Btu/hr-ft-F			.202408E-01	
Visc cp			.963217E-02	

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	61	62	63	44
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	40	40	46	41
To Eq #	37	46	41	42
lbmol/hr	7.25697	184.994	184.994	184.994
Temp C	240.412	175.487	175.855	44.0000
Pres psia	29.7000	25.5065	110.700	95.7000
Enth MMBtu/hr	.186525	2.34763	2.35806	-.160985
Cp Liq Btu/lbmol-R	98.1537	65.5319	65.4522	49.5937
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.000000	.000000	.000000	.000000
*** Dry basis ***				
lb/hr	1174.72	22240.7	22240.7	22240.7
Average Mol Wt	161.874	120.224	120.224	120.224
Std Liq gal/min	2.73067	51.3194	51.3194	51.3194
Deg API	33.1783	31.9685	31.9685	31.9685
Sp Gr	.859251	.865610	.865610	.865610
lb/gal	7.16422	7.21724	7.21724	7.21724
UOP K	11.0783	10.5705	10.5705	10.5705
Reduced Temp	.747519	.710720	.711302	.502421
Reduced Pres	.832727E-01	.548061E-01	.237863	.205632
-- Liquid only --				
lb/hr	1174.72	22240.7	22240.7	22240.7
Std Liq gal/min	2.73067	51.3194	51.3194	51.3194
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	161.874	120.224	120.224	120.224
-- Liquid only --				
lb/hr	1174.72	22240.7	22240.7	22240.7
Std Liq gal/min	2.73067	51.3194	51.3194	51.3194
Actual gal/min	3.49144	61.7733	61.6210	52.8003
lb/gal	5.60715	6.00012	6.01496	7.01980
Sf tens dyne/cm	9.47468	12.6329	12.5998	23.6427
Th cond Btu/hr-ft-F	.446562E-01	.546288E-01	.546047E-01	.701529E-01
Visc cp	.178830	.221303	.220939	.581997

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	65	66	67	68
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	42	37	38	39
To Eq #	Product	38	39	Product
lbmol/hr	184.994	7.25697	7.25697	7.25697
Temp C	44.1183	44.0000	44.1631	44.2972
Pres psia	64.7000	24.7000	97.7000	64.7000
Enth MMStu/hr	-.160985	-.269313E-01	-.265258E-01	-.269249E-01
Cp Liq Btu/lbmol-R	49.6113	67.6424	67.6561	67.6892
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Mol Fraction Water	.000000	.000000	.000000	.000000
*** Dry basis ***				
lb/hr	22240.7	1174.72	1174.72	1174.72
Average Mol Wt	120.224	161.874	161.874	161.874
Std Liq gal/min	51.3194	2.73067	2.73067	2.73067
Deq API	31.9685	33.1783	33.1783	33.1783
Sp Gr	.865610	.859251	.859251	.859251
lb/gal	7.21724	7.16422	7.16422	7.16422
UOP K	10.5705	11.0783	11.0783	11.0783
Reduced Temp	.502609	.461630	.461867	.462062
Reduced Pres	.139022	.692537E-01	.273931	.181405
-- Liquid only --				
lb/hr	22240.7	1174.72	1174.72	1174.72
Std Liq gal/min	51.3194	2.73067	2.73067	2.73067
*** Wet basis ***				
Average Mol Wt	120.224	161.874	161.874	161.874
-- Liquid only --				
lb/hr	22240.7	1174.72	1174.72	1174.72
Std Liq gal/min	51.3194	2.73067	2.73067	2.73067
Actual gal/min	52.8183	2.80468	2.80412	2.80492
lb/gal	7.01740	6.98013	6.98152	6.97954
Sf tens dyn/cm	25.6301	26.8300	26.8217	26.8083
Th cond Btu/hr-ft-F	.701311E-01	.659628E-01	.659317E-01	.659364E-01
Visc cp	.581203	.446294	.446014	.445785

## STREAM PROPERTIES

Stream No.	69	70
Phase	Mixed	Mixed
From Eqp #	43	45
To Eqp #	45	44
lbmol/hr	790.908	724.808
Temp C	193.000	221.054
Pres psia	514.700	468.440
Enth MMBtu/hr	8.90905	10.8177
Cp Vap Btu/lbmol-R	33.8890	37.7247
Cp Liq Btu/lbmol-R	47.3130	54.9022
Mol Fraction Vapor	.210908	.363326
Mol Fraction Water	.108255E-02	.118136E-02
*** Dry basis ***		
lb/hr	54129.7	54187.7
Average Mol Wt	68.5141	74.8499
Std Liq gal/min	139.622	135.712
Deg API	51.2342	45.9281
Sp Gr	.774349	.797715
lb/gal	6.45632	6.64748
UOP K	11.2012	11.0005
Reduced Temp	.901278	.915006
Reduced Pres	.650387	.589465
-- Liquid only --		
lb/hr	44399.0	36772.5
Std Liq gal/min	110.720	88.3135
-- Vapor only --		
lb/hr	9730.75	17415.2
Std Liq gal/min	28.9019	47.3984
Std Vap ft <sup>3</sup> /hr	59728.4	94312.7
*** Wet basis ***		
Average Mol Wt	68.4594	74.7827
-- Liquid only --		
lb/hr	44407.2	36777.6
Std Liq gal/min	110.737	88.3237
Actual gal/min	155.152	128.055
lb/gal	4.76992	4.78631
Sf tens dyne/cm	4.87623	4.51175
Th cond Btu/hr-ft-F	.475248E-01	.456877E-01
Visc cp	.973098E-01	.856897E-01
-- Vapor only --		
lb/hr	9737.90	17425.5
Std Vap ft <sup>3</sup> /hr	59889.9	94548.2
Actual ft <sup>3</sup> /hr	2004.63	3712.76
lb/ft <sup>3</sup>	4.88771	4.69341
Cp/Cv	1.28455	1.23871
Compress. factor	.687022	.691914
Th cond Btu/hr-ft-F	.220509E-01	.215583E-01
Visc cp	.147025E-01	.149047E-01

TABLA 8.7 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA CASO PROPUESTO

Stream No.	1	2	3	4
Temp C	193.000	224.938	163.000	193.000
Pres psia	514.700	468.440	514.700	514.700
Enth. kJBLU/hr	8.00307	11.3195	26.7271	8.80905
Vapor mole fraction	.210308	.425353	.210908	.210908
Total lbmol/hr	790.901	724.002	2372.72	790.902
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	536.750	472.000	1610.25	536.755
Water	.853217	.890219	2.58867	.856226
Ethane	.440541E-01	.446547E-01	.133965	.446551E-01
Propane	167.890	167.028	503.701	167.901
Propylene	65.8996	.000000	200.100	65.7002
I-Propyl-Benzene	11.8960	73.5656	35.6889	11.8967
SecButyl-Benzene	.215027E-02	.136403	.948082E-02	.315030E-02
1-Nonene	.562978E-01	.562978E-01	.168894	.562983E-01
1-Hexene	6.09584	6.09584	18.2875	6.09589
1-Butene	.133333	.000000	.400000	.133334
N-Propyl-Benzene	.106884E-01	.144988	.319994E-01	.106885E-01
Ethylene	.686838E-01	.000000	.200000	.686839E-01
Ethyl-Benzene	.150386	.217053	.451122	.150389
M-DisopropylBen	.656452E-03	.805811	.190937E-03	.656458E-03
P-DisopropylBen	.406888E-03	1.58675	.122061E-02	.406872E-03
Cs-2-Butene	.797995E-01	.797995E-01	.239400	.798002E-01
Ts-2-Butene	.798056E-01	.798056E-01	.239418	.798063E-01
I-Butane	.770343E-01	.505178E-01	.231104	.770350E-01
Tert-Butylbenzen	.788209E-03	.273046E-01	.236464E-02	.788216E-03
Stream No.	5	6	7	8
Temp C	224.928	224.938	164.704	203.710
Pres psia	468.440	468.440	295.700	297.700
Enth. kJBLU/hr	11.3179	33.4551	20.9377	12.4147
Vapor mole fraction	.425155	.404314	1.00000	.000000
Total lbmol/hr	724.008	2172.82	1174.44	1128.90
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	472.313	1417.80	707.801	625.048
Water	.856226	2.58867	2.21740	.408222
Ethane	.446551E-01	.133965	.121248	.147792E-01
Propane	167.927	503.781	429.521	80.2983
Propylene	.100000E-14	.300000E-14	1.00000E-07	.100000E-07
I-Propyl-Benzene	73.5864	220.756	23.3147	199.482
SecButyl-Benzene	.136494	.409481	.112739E-01	.399218
1-Nonene	.562983E-01	.168894	.453792E-01	.140530
1-Hexene	6.09589	18.2875	10.7185	8.74200
1-Butene	.100000E-14	.300000E-14	.100000E-07	.100000E-07
N-Propyl-Benzene	.144988	.436680	.317183E-01	.405425
Ethylene	.100000E-14	.300000E-14	.100000E-07	.100000E-07
Ethyl-Benzene	.217053	.584443	.162383	.469405
M-DisopropylBen	.805811	2.41580	.267002E-02	2.41311
P-DisopropylBen	1.58677	4.75704	.170347E-02	4.75533
Cs-2-Butene	.798002E-01	.239400	.169884	.680253E-01
Ts-2-Butene	.798063E-01	.239418	.183359	.651467E-01
I-Butane	.505181E-01	.151506	1.20239	.364000E-01
Tert-Butylbenzen	.273071E-01	.814027E-01	.314249E-02	.787873E-01

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	9	10	11	12
Temp C	44.8139	126.667	90.1709	177.561
Pres psia	296.700	280.700	601.700	584.700
Enth MMBtu/hr	-1.102048	6.22170	1.72241	19.3842
Vapor mole fraction	.000000	.189869	.000000	.000000
Total lbmol/hr	130.460	1174.44	2135.45	2135.45
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	115.001	707.801	1449.23	1449.23
Water	.569244E-01	2.21740	2.31180	2.31180
Ethane	.206093E-02	.121248	.120568	.120568
Propane	12.0338	429.521	453.331	453.331
Propylene	.139444E-10	.100000E-07	180.090	180.090
I-Propyl-Benzene	2.03079	23.3147	32.1209	32.1209
SecButyl-Benzene	.934155E-05	.112739E-01	.853277E-02	.853277E-02
1-Nonene	.180426E-01	.463792E-01	.152005	.152005
1-Hexene	1.22616	10.7185	16.4589	16.4589
1-Butene	.139436E-10	.100000E-07	.360000	.360000
N-Propyl-Benzene	.463581E-03	.317185E-01	.287994E-01	.287994E-01
Ethylene	.139449E-10	.100000E-07	.180000	.180000
Ethyl-Benzene	.672433E-01	.162363	.406046	.406046
M-DisopropylBen	.921172E-08	.269002E-02	.177243E-02	.177243E-02
P-DisopropylBen	.146145E-08	.170347E-02	.109855E-02	.109855E-02
Cs-2-Butene	.948492E-02	.180864	.215460	.215460
Ts-2-Butene	.908363E-02	.183359	.215476	.215476
I-Butane	.507636E-02	.120239	.207994	.207994
Tert-Butylbenzen	.711190E-05	.314249E-02	.212818E-02	.212818E-02
Stream no.	13	16	17	18
Temp C	169.595	90.1709	169.814	90.0741
Pres psia	524.700	601.700	584.700	601.700
Enth MMBtu/hr	20.1318	.747601	20.1318	7.48011
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	2372.72	237.272	2372.72	2370.52
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	1610.26	161.026	1610.26	1610.26
Water	2.56867	.256867	2.56867	.368671
Ethane	.133965	.133965E-01	.133965	.133965
Propane	503.701	50.3701	503.701	503.701
Propylene	200.100	20.0100	200.100	200.100
I-Propyl-Benzene	33.6899	3.56899	33.6899	33.6899
SecButyl-Benzene	.948086E-02	.948086E-03	.948086E-02	.948086E-02
1-Nonene	.168894	.168894E-01	.168894	.168894
1-Hexene	18.2876	1.82876	18.2876	18.2876
1-Butene	.400000	.400000E-01	.400000	.400000
N-Propyl-Benzene	.319994E-01	.319994E-02	.319994E-01	.319994E-01
Ethylene	.200000	.200000E-01	.200000	.200000
Ethyl-Benzene	.451162	.451162E-01	.451162	.451162
M-DisopropylBen	.196937E-02	.196937E-03	.196937E-02	.196937E-02
P-DisopropylBen	.122061E-02	.122061E-03	.122061E-02	.122061E-02
Cs-2-Butene	.239400	.239400E-01	.239400	.239400
Ts-2-Butene	.239418	.239418E-01	.239418	.239418
I-Butane	.231104	.231104E-01	.231104	.231104
Tert-Butylbenzen	.236464E-02	.236464E-03	.236464E-02	.236464E-02



## FLOW SUMMARIES

Stream No.	19	20	21	22
Temp C	90.1709	254.489	38.4986	37.7722
Pres psia	601.700	621.700	279.700	274.700
Enth MMBtu/hr	7.47601	-.409346E-02	-.362942	.174250E-01
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	2372.72	2.20000	196.620	3.43476
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	1610.26	.000000	196.600	.141226E-08
Water	2.56867	2.20000	.200000E-01	.338341E-02
Ethane	1.13395	.000000	.000000	.938416E-01
Propane	503.701	.000000	.000000	3.33753
Propylene	200.100	.000000	.000000	.469769E-09
I-Propyl-Benzene	33.6899	.000000	.000000	.000000
SecButyl-Benzene	.948086E-02	.000000	.000000	.000000
1-Nonene	1.68894	.000000	.000000	.000000
1-Hexene	18.2876	.000000	.000000	.330339E-13
1-Butene	4.00000	.000000	.000000	.586087E-14
N-Propyl-Benzene	.319994E-01	.000000	.000000	.000000
Ethylene	.200000	.000000	.000000	.774459E-08
Ethyl-Benzene	.451162	.000000	.000000	.000000
M-DisopropylBen	1.96937E-02	.000000	.000000	.000000
P-DisopropylBen	.122061E-02	.000000	.000000	.000000
Cs-2-Butene	.239400	.000000	.000000	.108977E-07
Ts-2-Butene	.239418	.000000	.000000	.160384E-07
I-Butane	.231104	.000000	.000000	.137305E-06
Tert-Butylbenzen	.236464E-02	.000000	.000000	.000000

Stream No.	23	24	25	26
Temp C	139.247	117.078	139.247	138.056
Pres psia	57.7000	285.580	57.7000	46.7000
Enth MMBtu/hr	12.4147	6.91698	9.18088	9.18080
Vapor mole fraction	.494298	.000000	1.00000	1.00000
Total lbmol/hr	1128.90	1364.39	558.011	558.011
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	825.046	904.401	436.826	436.626
Water	.408222	.228727E-03	.386342	.386342
Ethane	.147792E-01	.853767E-04	.143404E-01	.143404E-01
Propane	66.2758	425.211	80.9847	80.9847
Propylene	.100000E-09	.939347E-08	.938487E-10	.938487E-10
I-Propyl-Benzene	199.482	23.3147	33.3512	33.3512
SecButyl-Benzene	.398216	.112739E-01	.448090E-01	.448090E-01
1-Nonene	1.40566	.463792E-01	.322483E-01	.322483E-01
1-Hexene	8.79580	10.7185	5.68576	5.68576
1-Butene	.100000E-09	.999999E-08	.879089E-10	.879089E-10
N-Propyl-Benzene	.405425	.317185E-01	.582340E-01	.582340E-01
Ethylene	.100000E-09	.658066E-12	.976468E-10	.976468E-10
Ethyl-Benzene	.489405	.122363	.112199	.112199
M-DisopropylBen	2.41311	.269002E-02	.138900	.138900
P-DisopropylBen	4.75533	.170347E-02	.220317	.220317
Cs-2-Butene	.680253E-01	.180864	.581736E-01	.581736E-01
Ts-2-Butene	.651467E-01	.183359	.563097E-01	.563097E-01
I-Butane	.364060E-01	.120239	.325265E-01	.325265E-01
Tert-Butylbenzen	.787673E-01	.314249E-02	.981262E-02	.981262E-02

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	27	28	29	30
Temp C	139.247	131.250	43.3278	43.3278
Pres psia	57.7000	46.7000	39.7000	39.7000
Enth MMBtu/hr	3.23379	12.4114	-.839710	-.328410E-02
Vapor mole fraction	.000000	.535514	.000000	.000000
Total lbmol/hr	570.805	1120.33	935.514	3.65879
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	388.220	824.658	824.658	3.22523
Water	.218792E-01	.408200	.408200	.159647E-02
Ethane	.438809E-03	.147788E-01	.147787E-01	.577996E-04
Propane	5.31412	86.2935	85.2935	.337493
Propylene	.615131E-11	.999938E-10	.999939E-10	.391076E-12
I-Propyl-Benzene	166.131	199.316	14.5626	.569541E-01
SecButyl-Benzene	.353407	.397863	.669874E-04	.261987E-06
1-Nonene	1.08318	.140458	.129382	.506011E-03
1-Hexene	3.11005	8.79269	8.79269	.343882E-01
1-Butene	1.20911E-10	.999879E-10	.999879E-10	.391052E-12
N-Propyl-Benzene	.347191	.405078	.332430E-02	.130013E-04
Ethylene	.235324E-11	.999976E-10	.999976E-10	.391090E-12
Ethyl-Benzene	.377207	.489028	.482195	.188586E-02
M-DisopropylBen	2.27421	2.41084	.660364E-07	.258346E-09
P-DisopropylBen	4.53502	4.75080	.104797E-07	.409869E-10
Cs-2-Butene	.985163E-02	.680154E-01	.680154E-01	.266008E-03
Ts-2-Butene	.883697E-02	.651378E-01	.651378E-01	.254754E-03
I-Butane	.387946E-02	.364021E-01	.364021E-01	.142368E-03
Tert-Butylbenzen	.669547E-01	.786984E-01	.509988E-04	.199456E-06

Stream No.	31	32	33	34
Temp C	209.499	43.7834	43.3278	44.6871
Pres psia	50.7000	108.700	39.7000	334.000
Enth MMBtu/hr	3.21455	-.319179E-02	-.836426	-.728916
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	192.810	3.65879	931.855	931.855
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	.101558E-08	3.22523	821.433	821.433
Water	.000000	.159647E-02	.406603	.406603
Ethane	.000000	.577996E-04	.147209E-01	.147209E-01
Propane	.000000	.357493	85.9560	85.9560
Propylene	.000000	.391076E-12	.996028E-10	.996028E-10
I-Propyl-Benzene	184.753	.569541E-01	14.5056	14.5056
SecButyl-Benzene	.397794	.261987E-06	.667254E-04	.667254E-04
1-Nonene	.110757E-01	.506011E-03	.128875	.128875
1-Hexene	.994399E-14	.343882E-01	8.75830	8.75830
1-Butene	.000000	.391052E-12	.999969E-10	.999969E-10
N-Propyl-Benzene	.401753	.130013E-04	.331130E-02	.331130E-02
Ethylene	.000000	.391090E-12	.996065E-10	.996065E-10
Ethyl-Benzene	.683324E-02	.188586E-02	.480309	.480309
M-DisopropylBen	2.41084	.258346E-09	.657980E-07	.657980E-07
P-DisopropylBen	3.75080	.409869E-10	.104389E-07	.104389E-07
Cs-2-Butene	.000000	.266008E-03	.677494E-01	.677494E-01
Ts-2-Butene	.000000	.254754E-03	.648831E-01	.648831E-01
I-Butane	.000000	.142368E-03	.362597E-01	.362597E-01
Tert-Butylbenzen	.786474E-01	.199456E-06	.507993E-04	.507993E-04

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	35	36	37	38
Temp C	44.6871	44.6871	44.9186	92.4506
Pres psia	334.000	334.000	265.000	266.000
Enth MMBtu/hr	-.626867	-.102048	-.626863	6.29012
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	801.396	130.460	801.396	2165.79
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	706.432	115.001	706.432	1610.83
Water	.349679	.569244E-01	.349679	.349907
Ethane	.126600E-01	.206093E-02	.126600E-01	.127454E-01
Propane	73.9221	12.0338	73.9221	499.133
Propylene	.856584E-10	.139444E-10	.856584E-10	.947913E-08
I-Propyl-Benzene	12.4748	2.03079	12.4748	35.7896
SecButyl-Benzene	.573838E-04	.934155E-05	.573838E-04	.113313E-01
1-Nonene	.110833	.180426E-01	.110833	.157212
1-Hexene	7.53214	1.22616	7.53214	18.2507
1-Butene	.856533E-10	.139436E-10	.856533E-10	.100856E-07
N-Propyl-Benzene	.284771E-02	.463581E-03	.284771E-02	.345662E-01
Ethylene	.856616E-10	.139449E-10	.856616E-10	.863197E-10
Ethyl-Benzene	.413066	.672433E-01	.413066	.575428
M-DisopropylBen	.565863E-07	.921172E-08	.565863E-07	.269007E-02
P-DisopropylBen	.897748E-08	.146145E-08	.897748E-08	.170348E-02
Cs-2-Butene	.582645E-01	.948492E-02	.582645E-01	.239128
Ts-2-Butene	.557994E-01	.908363E-02	.557994E-01	.239159
I-Butane	.311833E-01	.507636E-02	.311833E-01	.151422
Tert-Butylbenzen	.436874E-04	.711190E-05	.436874E-04	.318618E-02

Stream No.	39	40	41	42
Temp C	94.1754	41.7738	37.7700	37.8736
Pres psia	587.000	587.000	239.700	264.700
Enth MMBtu/hr	6.58349	1.01755	.970066	.152672E-01
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	2125.77	204.400	203.400	2.44447
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	1610.83	.411134E-09	.000000	.411154E-09
Water	.349907	.985018E-03	.000000	.985018E-03
Ethane	.127454E-01	.127320	.100000	.273203E-01
Propane	499.133	4.57166	1.60000	2.97166
Propylene	.947913E-08	200.100	200.100	.136765E-09
I-Propyl-Benzene	35.7896	.000000	.000000	.000000
SecButyl-Benzene	.113313E-01	.000000	.000000	.000000
1-Nonene	.157212	.200000E-01	.200000E-01	.000000
1-Hexene	18.2507	.800000	.800000	.917222E-14
1-Butene	.100856E-07	.400000	.400000	.170628E-14
N-Propyl-Benzene	.345662E-01	.000000	.000000	.000000
Ethylene	.863197E-10	.200000	.200000	.225470E-08
Ethyl-Benzene	.575428	.000000	.000000	.000000
M-DisopropylBen	.269007E-02	.000000	.000000	.000000
P-DisopropylBen	.170348E-02	.000000	.000000	.000000
Cs-2-Butene	.239128	.400000E-01	.400000E-01	.317266E-08
Ts-2-Butene	.239159	.400000E-01	.400000E-01	.466927E-08
I-Butane	.151422	.100000	.100000	.399739E-07
Tert-Butylbenzen	.318618E-02	.000000	.000000	.000000

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	43	44	45	46
Temp C	38.3807	42.0561	37.7319	90.8843
Pres psia	319.700	692.000	239.700	601.700
Enth MMBtu/hr	.153278E-01	1.01735	.985394	7.60104
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	2.94997	204.400	206.400	2372.19
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	.411154E-09	.411154E-09	.411154E-09	1610.83
Water	.985018E-03	.985018E-03	.985018E-03	.350893
Ethane	.273203E-01	.127320	.127320	.140066
Propane	2.97166	4.57166	4.57166	503.705
Propylene	.136765E-09	200.100	200.100	200.100
I-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	35.7896
SecButyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.113313E-01
1-Nonene	.000000	.200000E-01	.200000E-01	.177212
1-Hexene	.961722E-14	.800000	.800000	19.0307
1-Butene	.170628E-14	.400000	.400000	.400000
N-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.345662E-01
Ethylene	.225470E-08	.200000	.200000	.200000
Ethyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.575428
M-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.267007E-02
P-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.170348E-02
Cs-2-Butene	.317266E-08	.400000E-01	.400000E-01	.279128
Ts-2-Butene	.466927E-08	.400000E-01	.400000E-01	.279159
I-Butane	.399739E-07	.100000	.100000	.251422
Tert-Butylbenzen	.000000	.000000	.000000	.318618E-02

Stream No.	47	48	50	51
Temp C	37.0000	38.3496	38.2568	37.7700
Pres psia	3.30135	321.000	326.700	264.700
Enth MMBtu/hr	-.386740	-.362937	.507206E-02	.101721E-01
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	196.620	196.620	.999966	2.00000
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	196.600	196.600	.411154E-09	.000000
Water	.200000E-01	.200000E-01	.985018E-03	.000000
Ethane	.000000	.000000	.273203E-01	.000000
Propane	.000000	.000000	.971661	2.00000
Propylene	.000000	.000000	.136765E-09	.000000
I-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
SecButyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Nonene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Hexene	.000000	.000000	.961722E-14	.000000
1-Butene	.000000	.000000	.170628E-14	.000000
N-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethylene	.000000	.000000	.225470E-08	.000000
Ethyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
M-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.000000
P-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.000000
Cs-2-Butene	.000000	.000000	.317266E-08	.000000
Ts-2-Butene	.000000	.000000	.466927E-08	.000000
I-Butane	.000000	.000000	.399739E-07	.000000
Tert-Butylbenzen	.000000	.000000	.000000	.000000

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	52	54	55	56
Temp C	37.8736	37.7722	203.744	139.247
Pres psia	264.700	274.700	297.700	57.7000
Enth MMbtu/hr	.152672E-01	.507297E-02	33.4555	.323379E-02
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.576561	.000000
Total lbmol/hr	2.99997	.999966	2172.82	.570885
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	.411154E-09	.411154E-09	1417.80	.388221
Water	.985018E-03	.985018E-03	2.56867	.218792E-04
Ethane	.273203E-01	.273203E-01	.133955	.438809E-06
Propane	2.97166	.971661	503.781	.531412E-02
Propylene	.136765E-09	.136765E-09	.300000E-14	.615131E-14
I-Propyl-Benzene	.000000	.000000	220.766	.166131
SecButyl-Benzene	.000000	.000000	.409481	.353407E-03
1-Nonane	.000000	.000000	.168894	.108318E-03
1-Hexene	.961722E-14	.961722E-14	18.2876	.311005E-02
1-Butene	.170628E-14	.170628E-14	.300000E-14	.120911E-13
N-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.436680	.347191E-03
Ethylene	.225470E-08	.225470E-08	.300000E-14	.235324E-14
Ethyl-Benzene	.000000	.000000	.584495	.377207E-03
M-DisopropylBen	.000000	.000000	2.41580	.227421E-02
P-DisopropylBen	.000000	.000000	4.75704	.453502E-02
Cs-2-Butene	.317266E-08	.317266E-08	.229400	.985163E-05
Ts-2-Butene	.466927E-08	.466927E-08	.239418	.883697E-05
1-Butane	.399739E-07	.399739E-07	.151566	.387946E-05
Tert-Butylbenzen	.000000	.000000	.819027E-01	.689547E-04
Stream No.	57	58	59	60
Temp C	139.247	209.661	180.690	43.3278
Pres psia	57.7000	77.7000	27.7000	19.7000
Enth MMbtu/hr	3.23056	3.27847	3.27761	-.528064E-03
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.236790	.000000
Total lbmol/hr	570.314	192.810	192.810	.359720
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	387.832	.101558E-08	.101558E-08	.426670E-07
Water	.218574E-01	.000000	.000000	.000000
Ethane	.438370E-03	.000000	.000000	.000000
Propane	5.30881	.000000	.000000	.000000
Propylene	.614516E-11	.000000	.000000	.000000
I-Propyl-Benzene	165.965	184.753	184.753	.358793
SecButyl-Benzene	.353054	.397796	.397796	.608105E-04
1-Nonane	1.08210	.110757E-01	.110757E-01	.158437E-03
1-Hexene	3.10694	.994359E-14	.994359E-14	.950714E-14
1-Butene	.120790E-10	.000000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.346844	.401753	.401753	.501701E-03
Ethylene	.235088E-11	.000000	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.376830	.683324E-02	.683324E-02	.179952E-03
M-DisopropylBen	2.27194	2.41084	2.41084	.304672E-11
P-DisopropylBen	4.53048	4.75080	4.75080	.419270E-13
Cs-2-Butene	.984178E-02	.000000	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.882813E-02	.000000	.000000	.000000
1-Butane	.387558E-02	.000000	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.688858E-01	.786474E-01	.786474E-01	.260956E-04

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	61	62	63	64
Temp C	240.412	175.487	175.855	44.0000
Pres psia	29.7000	25.5065	110.700	95.7000
Enth MMBtu/hr	.186525	2.34763	2.35806	-.160985
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	7.25697	184.994	184.994	184.994
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	.000000	.886762E-10	.886762E-10	.886762E-10
Water	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propylene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Propyl-Benzene	.139970E-01	184.180	184.180	184.180
SecButyl-Benzene	.787241E-01	.319027	.319027	.319027
1-Nonene	.791993E-07	.109172E-01	.109172E-01	.109172E-01
1-Hexene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.175650E-03	.401075	.401075	.401075
Ethylene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.114652E-07	.665327E-02	.665327E-02	.665327E-02
M-DisopropylBen	2.41084	.914182E-06	.914182E-06	.914182E-06
P-DisopropylBen	4.75084	.368342E-07	.368342E-07	.368342E-07
Cs-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Butane	.000000	.000000	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.239576E-02	.762257E-01	.762257E-01	.762257E-01
Stream No.	65	66	67	68
Temp C	44.1183	44.0000	44.1631	44.2972
Pres psia	64.7000	24.7000	77.7000	64.7000
Enth MMBtu/hr	-.160985	-.269313E-01	-.265258E-01	-.265249E-01
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	184.994	7.25697	7.25697	7.25697
Flowrates in lbmol/hr				
Benzene	.886762E-10	.000000	.000000	.000000
Water	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propylene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Propyl-Benzene	184.180	.139970E-01	.139970E-01	.139970E-01
SecButyl-Benzene	.319027	.787241E-01	.787241E-01	.787241E-01
1-Nonene	.109172E-01	.791993E-07	.791993E-07	.791993E-07
1-Hexene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.401075	.175650E-03	.175650E-03	.175650E-03
Ethylene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.665327E-02	.114652E-07	.114652E-07	.114652E-07
M-DisopropylBen	.914182E-06	2.41084	2.41084	2.41084
P-DisopropylBen	.368342E-07	4.75084	4.75084	4.75084
Cs-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Butane	.000000	.000000	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.762257E-01	.239576E-02	.239576E-02	.239576E-02

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	69	70
Temp C	193.000	221.054
Pres psia	514.700	468.440
Enth HMBtu/hr	8.90905	10.8177
Vapor mole fraction	.210908	.363326
Total lbmol/hr	790.908	724.808
Flowrates in lbmol/hr		
Benzene	536.755	473.175
Water	.856226	.856226
Ethane	.442551E-01	.442551E-01
Propane	167.901	167.927
Propylene	66.7002	.100000E-14
I-Propyl-Benzene	11.8967	73.5945
SecButyl-Benzene	.316030E-02	.136494
1-Nonene	.562983E-01	.562983E-01
1-Hexene	6.09589	6.09589
1-Butene	.133334	.100000E-14
N-Propyl-Benzene	.106665E-01	.146703
Ethylene	.666667E-01	.100000E-14
Ethyl-Benzene	.150388	.150388
M-DisopropylBen	.656458E-03	.804168
P-DisopropylBen	.406872E-03	1.58351
Cs-2-Butene	.798002E-01	.798002E-01
Ts-2-Butene	.798063E-01	.798063E-01
I-Butane	.770350E-01	.505302E-01
Tert-Butylbenzen	.788216E-03	.272930E-01

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	1	2	3	4
Temp C	193.000	224.938	193.000	193.000
Pres psia	514.700	468.440	314.700	514.700
Enth MMBtu/hr	8.90577	11.3195	26.7271	9.90905
Vapor mole fraction	.210908	.425363	.210908	.210908
Total lbmol/hr	790.901	724.002	2372.72	790.908
Component mole fractions				
Benzene	.678656	.652359	.678656	.678656
Water	.108259E-02	.110262E-02	.108259E-02	.108259E-02
Ethane	.364605E-04	.616776E-04	.364605E-04	.364605E-04
Propane	.212289	.231941	.212289	.212289
Propylene	.843337E-01	.000000	.843336E-01	.843337E-01
I-Propyl-Benzene	.150418E-01	.101637	.150418E-01	.150418E-01
SecButyl-Benzene	.399578E-05	.188525E-03	.399578E-05	.399578E-05
1-Nonene	.711818E-04	.777591E-04	.711818E-04	.711818E-04
1-Hexene	.770746E-02	.841965E-02	.770746E-02	.770746E-02
1-Butene	.168583E-03	.000000	.168583E-03	.168583E-03
N-Propyl-Benzene	.134864E-04	.200259E-03	.134864E-04	.134864E-04
Ethylene	.842915E-04	.000000	.842915E-04	.842915E-04
Ethyl-Benzene	.190146E-03	.299796E-03	.190146E-03	.190146E-03
M-DiisopropylBen	.830005E-06	.111300E-02	.830005E-06	.830005E-06
P-DiisopropylBen	.514436E-06	.219164E-02	.514436E-06	.514436E-06
Cs-2-Butene	.100897E-03	.110220E-03	.100897E-03	.100897E-03
Ts-2-Butene	.100905E-03	.110228E-03	.100905E-03	.100905E-03
I-Butane	.974006E-04	.697758E-04	.974006E-04	.974006E-04
Tert-Butylbenzen	.996596E-06	.377135E-04	.996596E-06	.996596E-06
Stream No.	5	6	7	8
Temp C	224.926	223.666	194.704	203.719
Pres psia	468.440	468.440	296.700	297.700
Enth MMBtu/hr	11.3179	33.4551	20.9377	12.4147
Vapor mole fraction	.425155	.404314	1.00000	.000000
Total lbmol/hr	724.008	2172.82	1174.44	1128.90
Component mole fractions				
Benzene	.652358	.652315	.602672	.730843
Water	.118262E-02	.118218E-02	.188805E-02	.361611E-03
Ethane	.616776E-04	.616549E-04	.103239E-03	.130917E-04
Propane	.231941	.231856	.365725	.764453E-01
Propylene	.138120E-17	.138070E-17	.851471E-11	.885821E-11
I-Propyl-Benzene	.101637	.101604	.198518E-01	.176705
SecButyl-Benzene	.188525E-03	.188456E-03	.959941E-05	.352746E-03
1-Nonene	.777592E-04	.777305E-04	.394905E-04	.124516E-03
1-Hexene	.841965E-02	.841655E-02	.912651E-02	.779151E-02
1-Butene	.138120E-17	.138070E-17	.851471E-11	.885821E-11
N-Propyl-Benzene	.200259E-03	.200974E-03	.270074E-04	.359134E-03
Ethylene	.138120E-17	.138070E-17	.851471E-11	.885821E-11
Ethyl-Benzene	.299796E-03	.269003E-03	.138247E-03	.433526E-03
M-DiisopropylBen	.111300E-02	.111183E-02	.229047E-05	.213758E-02
P-DiisopropylBen	.219165E-02	.218934E-02	.145004E-05	.421238E-02
Cs-2-Butene	.110220E-03	.110179E-03	.154006E-03	.602582E-04
Ts-2-Butene	.110229E-03	.110188E-03	.156125E-03	.577083E-04
I-Butane	.697756E-04	.697555E-04	.102380E-03	.322492E-04
Tert-Butylbenzen	.377138E-04	.376942E-04	.267574E-05	.697738E-04



## FLOW SUMMARIES

Stream No.	9	10	11	12
Temp C	44.8139	126.667	90.1709	177.361
Pres psia	296.700	280.700	601.700	584.700
Enth MMBtu/hr	-1.102048	8.28190	6.72041	19.3842
Vapor mole fraction	.000000	.189869	.000000	.000000
Total lbmol/hr	130.460	1174.44	2135.45	2135.45
Component mole fractions				
Benzene	.881502	.602672	.678656	.678656
Water	.433337E-03	.199905E-07	.108259E-02	.108259E-02
Ethane	.157975E-04	.103239E-03	.564605E-04	.564605E-04
Propane	.922418E-01	.365725	.212289	.212289
Propylene	.106887E-12	.851471E-11	.843337E-01	.843337E-01
I-Propyl-Benzene	.155664E-01	.198518E-01	.150418E-01	.150418E-01
SecButyl-Benzene	.716049E-07	.959941E-05	.399578E-05	.399578E-05
I-Nonene	.138300E-03	.394905E-04	.711818E-04	.711818E-04
I-Hexene	.939878E-02	.912651E-02	.770746E-02	.770746E-02
I-Butene	.106880E-12	.851471E-11	.168583E-03	.168583E-03
N-Propyl-Benzene	.355344E-05	.270074E-04	.134864E-04	.134864E-04
Ethylene	.106891E-12	.851471E-11	.842915E-04	.842915E-04
Ethyl-Benzene	.515433E-03	.138247E-03	.190146E-03	.190146E-03
M-DisopropylBen	.706097E-10	.229047E-05	.830005E-06	.830005E-06
P-DisopropylBen	.112023E-10	.145046E-05	.514436E-06	.514436E-06
Cs-2-Butene	.727038E-04	.154000E-03	.100897E-03	.100897E-03
Ts-2-Butene	.691278E-04	.156129E-03	.100905E-03	.100905E-03
I-Butane	.389113E-04	.102380E-03	.974006E-04	.974006E-04
Tert-Butylbenzen	.545142E-07	.267574E-05	.996596E-06	.996596E-06
Stream No.	13	16	17	18
Temp C	169.595	90.1709	169.814	90.0941
Pres psia	524.700	601.700	584.700	601.700
Enth MMBtu/hr	20.1318	.747601	20.1318	7.48011
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	2377.72	237.272	2372.72	2370.52
Component mole fractions				
Benzene	.678656	.678656	.678656	.679286
Water	.108259E-02	.108259E-02	.108259E-02	.155523E-03
Ethane	.564605E-04	.564605E-04	.564605E-04	.565129E-04
Propane	.212289	.212289	.212289	.212486
Propylene	.843336E-01	.843337E-01	.843336E-01	.844119E-01
I-Propyl-Benzene	.150418E-01	.150418E-01	.150418E-01	.150557E-01
SecButyl-Benzene	.399578E-05	.399578E-05	.399578E-05	.399949E-05
I-Nonene	.711818E-04	.711818E-04	.711818E-04	.712478E-04
I-Hexene	.770746E-02	.770746E-02	.770746E-02	.771461E-02
I-Butene	.168583E-03	.168583E-03	.168583E-03	.168739E-03
N-Propyl-Benzene	.134864E-04	.134864E-04	.134864E-04	.134989E-04
Ethylene	.842915E-04	.842915E-04	.842915E-04	.843679E-04
Ethyl-Benzene	.190146E-03	.190146E-03	.190146E-03	.190322E-03
M-DisopropylBen	.830005E-06	.830005E-06	.830005E-06	.830775E-06
P-DisopropylBen	.514436E-06	.514436E-06	.514436E-06	.514913E-06
Cs-2-Butene	.100897E-03	.100897E-03	.100897E-03	.100990E-03
Ts-2-Butene	.100905E-03	.100905E-03	.100905E-03	.100998E-03
I-Butane	.974006E-04	.974006E-04	.974006E-04	.974910E-04
Tert-Butylbenzen	.996596E-06	.996596E-06	.996596E-06	.997520E-06

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	19	20	21	22
Temp C	90.1709	254.489	38.4986	37.7722
Pres psia	601.700	621.700	279.700	274.700
Enth MMBtu/hr	7.47601	-4.409346E-02	-3.362942	.174250E-01
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	2372.72	2.20000	196.620	3.43476
Component mole fractions				
Benzene	.678656	.000000	.999898	.411167E-09
Water	.108239E-02	1.00000	.101719E-03	.985052E-03
Ethane	.564635E-04	.000000	.000000	.773712E-01
Propane	.212289	.000000	.000000	.971694
Propylene	.843337E-01	.000000	.000000	.136769E-09
I-Propyl-Benzene	.150418E-01	.000000	.000000	.000000
SecButyl-Benzene	.399578E-05	.000000	.000000	.000000
1-Nonene	.711818E-04	.000000	.000000	.000000
1-Hexene	.770746E-02	.000000	.000000	.961754E-14
1-Butene	.168583E-03	.000000	.000000	.170634E-14
N-Propyl-Benzene	.134864E-04	.000000	.000000	.000000
Ethylene	.842915E-04	.000000	.000000	.225477E-08
Ethyl-Benzene	.190146E-03	.000000	.000000	.000000
M-DisopropylBen	.830005E-06	.000000	.000000	.000000
P-DisopropylBen	.514436E-06	.000000	.000000	.000000
Cs-2-Butene	.100977E-03	.000000	.000000	.317277E-08
Ts-2-Butene	.100905E-03	.000000	.000000	.466943E-08
I-Butane	.974006E-04	.000000	.000000	.399753E-07
Tert-Butylbenzen	.996596E-06	.000000	.000000	.000000
Stream No.	23	24	25	26
Temp C	139.247	117.878	139.247	138.056
Pres psia	57.7000	285.580	57.7000	46.7000
Enth MMBtu/hr	12.4147	6.91698	9.18088	9.18080
Vapor mole fraction	.494298	.000000	1.00000	1.00000
Total lbmol/hr	1128.90	1364.39	558.011	558.011
Component mole fractions				
Benzene	.730843	.662862	.782925	.782825
Water	.361611E-03	.167641E-06	.692355E-03	.692355E-03
Ethane	.130917E-04	.623730E-07	.256991E-04	.256991E-04
Propane	.764453E-01	.311649	.145131	.145131
Propylene	.885821E-13	.688474E-11	.168184E-12	.168184E-12
I-Propyl-Benzene	.176705	.170880E-01	.597680E-01	.597680E-01
SecButyl-Benzene	.352748E-03	.826297E-05	.803012E-04	.803012E-04
1-Nonene	.124516E-03	.339926E-04	.577914E-04	.577914E-04
1-Hexene	.779151E-02	.785591E-02	.101893E-01	.101893E-01
1-Butene	.885821E-13	.732928E-11	.157540E-12	.157540E-12
N-Propyl-Benzene	.359134E-03	.252474E-04	.104360E-03	.104360E-03
Ethylene	.885821E-13	.482315E-13	.174991E-12	.174991E-12
Ethyl-Benzene	.433526E-03	.119000E-03	.201069E-03	.201069E-03
M-DisopropylBen	.213750E-02	.197159E-05	.248919E-03	.248919E-03
P-DisopropylBen	.421238E-02	.124853E-05	.394826E-03	.394826E-03
Cs-2-Butene	.602582E-04	.132560E-03	.104252E-03	.104252E-03
Ts-2-Butene	.577083E-04	.134389E-03	.100911E-03	.100911E-03
I-Butane	.322492E-04	.881263E-04	.582900E-04	.582900E-04
Tert-Butylbenzen	.697738E-04	.230322E-05	.175850E-04	.175850E-04

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	27	28	29	30
Temp C	139.247	131.280	43.3278	43.3278
Pres psia	57.7000	46.7000	39.7000	39.7000
Enth MMBtu/hr	3.23379	12.4114	- .839710	- .328410E-02
Vapor mole fraction	.000000	.535514	.000000	.000000
Total lbmol/hr	570.885	1128.33	939.514	3.65879
Component mole fractions				
Benzene	.680033	.730869	.881502	.881502
Water	.383252E-04	.361775E-03	.436337E-03	.436337E-03
Ethane	.768648E-06	.150979E-04	.157975E-04	.157975E-04
Propane	.430837E-02	.764792E-01	.922418E-01	.922418E-01
Propylene	.107750E-13	.886214E-13	.106887E-12	.106887E-12
I-Propyl-Benzene	.291006	.176648	.155644E-01	.155644E-01
SecButyl-Benzene	.619052E-03	.352614E-03	.716049E-07	.716049E-07
1-Nonene	.189737E-03	.124483E-03	.138300E-03	.138300E-03
1-Hexene	.544777E-02	.779269E-02	.939878E-02	.939878E-02
1-Butene	.211796E-13	.886162E-13	.106880E-12	.106880E-12
N-Propyl-Benzene	.608163E-03	.359008E-03	.355344E-05	.355344E-05
Ethylene	.412209E-14	.886248E-13	.106891E-12	.106891E-12
Ethyl-Benzene	.660741E-03	.433411E-03	.515433E-03	.515433E-03
M-DisopropylBen	.398366E-02	.213645E-02	.706097E-10	.706097E-10
P-DisopropylBen	.794384E-02	.421049E-02	.112023E-10	.112023E-10
Ca-2-Butene	.172548E-04	.602800E-04	.672038E-04	.672038E-04
Ts-2-Butene	.154794E-04	.577296E-04	.696278E-04	.696278E-04
I-Butane	.679552E-05	.322620E-04	.389113E-04	.389113E-04
Tert-Butylbenzen	.120786E-03	.697479E-04	.545142E-07	.545142E-07

Stream No.	31	32	33	34
Temp C	209.499	43.7834	43.3278	44.6871
Pres psia	50.7000	108.700	39.7000	334.000
Enth MMBtu/hr	3.27453	- .319173E-02	- .836426	- .728916
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	192.810	3.65879	931.855	931.855
Component mole fractions				
Benzene	.524725E-11	.881502	.881502	.881502
Water	.000000	.436337E-03	.436337E-03	.436337E-03
Ethane	.000000	.157975E-04	.157975E-04	.157975E-04
Propane	.000000	.922418E-01	.922418E-01	.922418E-01
Propylene	.000000	.106887E-12	.106887E-12	.106887E-12
I-Propyl-Benzene	.958209	.155644E-01	.155644E-01	.155644E-01
SecButyl-Benzene	.206315E-02	.716049E-07	.716049E-07	.716049E-07
1-Nonene	.574435E-04	.138300E-03	.138300E-03	.138300E-03
1-Hexene	.515719E-16	.939878E-02	.939878E-02	.939878E-02
1-Butene	.000000	.106880E-12	.106880E-12	.106880E-12
N-Propyl-Benzene	.208367E-02	.355344E-05	.355344E-05	.355344E-05
Ethylene	.000000	.106891E-12	.106891E-12	.106891E-12
Ethyl-Benzene	.354402E-04	.515433E-03	.515433E-03	.515433E-03
M-DisopropylBen	.125037E-01	.706097E-10	.706097E-10	.706097E-10
P-DisopropylBen	.246398E-01	.112023E-10	.112023E-10	.112023E-10
Ca-2-Butene	.000000	.672038E-04	.672038E-04	.672038E-04
Ts-2-Butene	.000000	.696278E-04	.696278E-04	.696278E-04
I-Butane	.000000	.389113E-04	.389113E-04	.389113E-04
Tert-Butylbenzen	.407900E-03	.545142E-07	.545142E-07	.545142E-07

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	35	36	37	38
Temp C	44.6871	44.6871	44.9186	92.4506
Pres psia	334.000	334.000	266.000	266.000
Enth MMBtu/hr	-.626867	-.102048	-.626863	6.27012
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	801.396	130.460	801.396	2165.79
Component mole fractions				
Benzene	.081502	.081502	.081502	.743764
Water	.436337E-03	.436337E-03	.436337E-03	.161561E-03
Ethane	.157975E-04	.157975E-04	.157975E-04	.588488E-05
Propane	.922417E-01	.922417E-01	.922417E-01	.230463
Propylene	.106887E-12	.106887E-12	.106887E-12	.437676E-11
I-Propyl-Benzene	.155664E-01	.155664E-01	.155664E-01	.165250E-01
SecButyl-Benzene	.716048E-07	.716048E-07	.716048E-07	.523196E-05
1-Nonene	.138300E-03	.138300E-03	.138300E-03	.725891E-04
1-Hexene	.939878E-02	.939878E-02	.939878E-02	.842681E-02
1-Butane	.106880E-12	.106880E-12	.106880E-12	.465681E-11
N-Propyl-Benzene	.355344E-05	.355344E-05	.355344E-05	.159601E-04
Ethylene	.106891E-12	.106891E-12	.106891E-12	.398561E-13
Ethyl-Benzene	.515433E-03	.515433E-03	.515433E-03	.265690E-03
M-DisopropylBen	.706097E-10	.706097E-10	.706097E-10	.124208E-05
P-DisopropylBen	.112023E-10	.112023E-10	.112023E-10	.786543E-06
Cs-2-Butene	-.27038E-04	.727038E-04	.727038E-04	.110412E-03
Ts-2-Butene	.696278E-04	.696278E-04	.696278E-04	.110426E-03
I-Butane	.389113E-04	.389113E-04	.389113E-04	.699155E-04
Tert-Butylbenzen	.345142E-07	.345142E-07	.345142E-07	.147114E-05

Stream No.	39	40	41	42
Temp C	94.1754	41.7738	37.7700	37.8776
Pres psia	587.000	587.000	239.700	264.700
Enth MMBtu/hr	6.58349	1.01755	.970066	.152672E-01
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	2165.77	204.400	203.400	2.99997
Component mole fractions				
Benzene	.743764	.199202E-11	.000000	.137053E-09
Water	.161561E-03	.477238E-05	.000000	.328343E-03
Ethane	.588488E-05	.616862E-03	.491642E-03	.910486E-02
Propane	.230463	.221495E-01	.786627E-02	.990565
Propylene	.437676E-11	.969477	.983776	.455888E-10
I-Propyl-Benzene	.165250E-01	.000000	.000000	.000000
SecButyl-Benzene	.523196E-05	.000000	.000000	.000000
1-Nonene	.725891E-04	.958992E-04	.983284E-04	.000000
1-Hexene	.842681E-02	.387597E-02	.393314E-02	.320578E-14
1-Butane	.465681E-11	.193798E-02	.176537E-02	.568768E-13
N-Propyl-Benzene	.159601E-04	.000000	.000000	.000000
Ethylene	.398561E-13	.968992E-03	.983284E-03	.751574E-09
Ethyl-Benzene	.265690E-03	.000000	.000000	.000000
M-DisopropylBen	.124208E-05	.000000	.000000	.000000
P-DisopropylBen	.786543E-06	.000000	.000000	.000000
Cs-2-Butene	.110412E-03	.193798E-03	.196657E-03	.105757E-08
Ts-2-Butene	.110426E-03	.193798E-03	.196657E-03	.155644E-08
I-Butane	.699155E-04	.484496E-03	.491642E-03	.133248E-07
Tert-Butylbenzen	.147114E-05	.000000	.000000	.000000

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	43	44	45	46
Temp C	38.3807	42.0561	37.7319	90.8843
Pres psia	319.700	692.000	239.700	601.700
Enth MMBtu/hr	.153278E-01	1.01755	.983394	7.66104
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	2.99997	206.400	206.400	2372.19
Component mole fractions				
Benzene	.137053E-09	.199202E-11	.199202E-11	.679051
Water	.328343E-03	.477238E-05	.477238E-05	.147920E-03
Ethane	.910686E-02	.616862E-03	.616862E-03	.590450E-04
Propane	.990565	.221495E-01	.221495E-01	.212338
Propylene	.455888E-10	.969477	.969477	.843526E-01
i-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.150872E-01
SecButyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.477673E-05
1-Nonene	.000000	.968992E-04	.968992E-04	.747043E-04
1-Hexene	.320578E-14	.387597E-02	.387597E-02	.803085E-02
1-Butene	.568768E-15	.193798E-02	.193798E-02	.168621E-03
N-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.145715E-04
Ethylene	.751374E-09	.968992E-03	.968992E-03	.843105E-04
Ethyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.242573E-03
M-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.113401E-05
P-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.718107E-06
Cs-2-Butene	.105757E-08	.193798E-03	.193798E-03	.117667E-03
Ts-2-Butene	.155644E-08	.193798E-03	.193798E-03	.117680E-03
I-Butane	.133248E-07	.484496E-03	.484496E-03	.105987E-03
Tert-Butylbenzen	.000000	.000000	.000000	.134314E-05

Stream No.	47	48	50	51
Temp C	37.0000	38.3496	38.2968	37.7700
Pres psia	3.30135	321.000	326.700	264.700
Enth MMBtu/hr	-.386940	-.362939	.509206E-02	.101751E-01
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	196.620	196.620	.999966	2.00000
Component mole fractions				
Benzene	.999898	.999898	.411167E-09	.000000
Water	.101719E-03	.101719E-03	.985052E-03	.000000
Ethane	.000000	.000000	.273212E-01	.000000
Propane	.000000	.000000	.971694	1.00000
Propylene	.000000	.000000	.136769E-09	.000000
i-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
SecButyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Nonene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Hexene	.000000	.000000	.961754E-14	.000000
1-Butene	.000000	.000000	.170634E-14	.000000
N-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethylene	.000000	.000000	.225477E-08	.000000
Ethyl-Benzene	.000000	.000000	.000000	.000000
M-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.000000
P-DisopropylBen	.000000	.000000	.000000	.000000
Cs-2-Butene	.000000	.000000	.317277E-08	.000000
Ts-2-Butene	.000000	.000000	.466942E-08	.000000
I-Butane	.000000	.000000	.399753E-07	.000000
Tert-Butylbenzen	.000000	.000000	.000000	.000000

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	52	54	55	56
Temp C	37.8736	37.7722	203.744	139.247
Pres psia	264.700	274.700	297.700	57.7000
Enth MMBtu/hr	.152672E-01	.507297E-02	33.4555	.323379E-02
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.576561	.000000
Total lbmol/hr	2.99997	.999966	2172.82	.570885
Component mole fractions				
Benzene	.137053E-09	.411167E-09	.652515	.680033
Water	.328343E-03	.985052E-03	.118218E-02	.383252E-04
Ethane	.910686E-02	.273212E-01	.616549E-04	.768648E-06
Propane	.990565	.971694	.231856	.930857E-02
Propylene	.455888E-10	.156767E-07	.158007E-17	.107750E-13
I-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.101604	.291006
SecButyl-Benzene	.000000	.000000	.188456E-03	.619052E-03
1-Nonene	.000000	.000000	.777305E-04	.189737E-03
1-Hexene	.320578E-14	.961754E-14	.841655E-02	.544777E-02
1-Butene	.568768E-15	.170634E-14	.138069E-17	.211796E-13
N-Propyl-Benzene	.000000	.000000	.200974E-03	.608163E-03
Ethylene	.751574E-09	.225477E-08	.138069E-17	.412209E-14
Ethyl-Benzene	.000000	.000000	.269003E-03	.660741E-03
M-DisopropylBen	.000000	.000000	.111183E-02	.398366E-02
P-DisopropylBen	.000000	.000000	.218934E-02	.794384E-02
Cs-2-Butene	.105757E-08	.317277E-08	.110179E-03	.172568E-04
Ts-2-Butene	.155644E-08	.466943E-08	.110188E-03	.154794E-04
I-Butane	.133248E-07	.397553E-07	.697555E-04	.679552E-05
Tert-Butylbenzen	.000000	.000000	.376942E-04	.120786E-03

Stream No.	57	58	59	60
Temp C	139.247	209.661	180.690	43.3278
Pres psia	57.7000	77.7000	27.7000	19.7000
Enth MMBtu/hr	3.23056	3.27847	3.27761	-.528064E-03
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.236790	.000000
Total lbmol/hr	570.314	192.810	192.810	.559720
Component mole fractions				
Benzene	.680033	.526725E-11	.526725E-11	.165595E-08
Water	.383252E-04	.000000	.000000	.000000
Ethane	.768648E-06	.000000	.000000	.000000
Propane	.930857E-02	.000000	.000000	.000000
Propylene	.107750E-13	.000000	.000000	.000000
I-Propyl-Benzene	.291006	.958209	.958209	.998344
SecButyl-Benzene	.619052E-03	.206315E-02	.206315E-02	.108645E-03
1-Nonene	.189737E-03	.574435E-04	.574435E-04	.283066E-03
1-Hexene	.544777E-02	.515719E-16	.515719E-16	.169855E-13
1-Butene	.211796E-13	.000000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.608163E-03	.208367E-02	.208367E-02	.896344E-03
Ethylene	.412209E-14	.000000	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.660741E-03	.354402E-04	.354402E-04	.521503E-05
M-DisopropylBen	.398366E-02	.125037E-01	.125037E-01	.544329E-11
P-DisopropylBen	.794384E-02	.246398E-01	.246398E-01	.749072E-13
Cs-2-Butene	.172568E-04	.000000	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.154794E-04	.000000	.000000	.000000
I-Butane	.679552E-05	.000000	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.120786E-03	.407900E-03	.407900E-03	.466226E-04

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	61	62	63	64
Temp C	240.412	175.487	175.855	44.0000
Pres psia	29.7000	25.5065	110.700	95.7000
Enth MMBtu/hr	.186525	2.34763	2.35806	-.160985
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	7.25697	184.994	194.994	184.994
Component mole fractions				
Benzene	.000000	.479347E-12	.479347E-12	.479347E-12
Water	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propylene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Propyl-Benzene	.192877E-02	.995600	.995600	.995600
SecButyl-Benzene	.108481E-01	.172453E-02	.172453E-02	.172453E-02
1-Nonene	.109135E-07	.590138E-04	.590138E-04	.590138E-04
1-Hexene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.242043E-04	.216804E-02	.216804E-02	.216804E-02
Ethylene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.157989E-08	.359648E-04	.359648E-04	.359648E-04
M-DisopropylBen	.332210	.494169E-08	.494169E-08	.494169E-08
P-DisopropylBen	.654659	.199110E-07	.199110E-07	.199110E-07
Cs-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Butane	.000000	.000000	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.330132E-03	.412045E-03	.412045E-03	.412045E-03

Stream No.	65	66	67	68
Temp C	44.1183	44.0000	44. 631	44.2972
Pres psia	64.7000	24.7000	97.7000	64.7000
Enth MMBtu/hr	-.160985	-.269313E-01	-.265258E-01	-.265249E-01
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	184.994	7.25697	7.25697	7.25697
Component mole fractions				
Benzene	.479347E-12	.000000	.000000	.000000
Water	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propylene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Propyl-Benzene	.995600	.192877E-02	.192877E-02	.192877E-02
SecButyl-Benzene	.172453E-02	.108481E-01	.108481E-01	.108481E-01
1-Nonene	.590138E-04	.109135E-07	.109135E-07	.109135E-07
1-Hexene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.216804E-02	.242043E-04	.242043E-04	.242043E-04
Ethylene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.359648E-04	.157989E-08	.157989E-08	.157989E-08
M-DisopropylBen	.494169E-08	.332210	.332210	.332210
P-DisopropylBen	.199110E-07	.654659	.654659	.654659
Cs-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Butane	.000000	.000000	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.412045E-03	.330132E-03	.330132E-03	.330132E-03

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	69	70
Temp C	193.000	221.054
Pres psia	514.700	468.440
Enth MMBtu/hr	8.90905	10.8177
Vapor mole fraction	.210908	.363326
Total lbmol/hr	790.908	724.808
Component mole fractions		
Benzene	.678656	.652827
Water	.108239E-02	.118131E-02
Ethane	.564605E-04	.616073E-04
Propane	.212289	.231685
Propylene	.843337E-01	.137968E-17
I-Propyl-Benzene	.150418E-01	.101536
SecButyl-Benzene	.399378E-05	.188317E-03
1-Nonene	.711818E-04	.776734E-04
1-Hexene	.770746E-02	.841033E-02
1-Butene	.168583E-03	.137968E-17
N-Propyl-Benzene	.134864E-04	.202403E-03
Ethylene	.842915E-04	.137968E-17
Ethyl-Benzene	.190146E-03	.207486E-03
M-DiisopropylBen	.830005E-06	.110949E-02
P-DiisopropylBen	.514436E-06	.218473E-02
Cs-2-Butene	.100897E-03	.110098E-03
Ts-2-Butene	.100905E-03	.110107E-03
I-Butane	.974006E-04	.697153E-04
Tert-Butylbenzen	.996396E-06	.376554E-04



TABLA 8.8 PROPIEDADES DE PLATOS CASO PROPUESTO

Pág. 333

Unit type: SCDS Unit name: Eqp # 09

LIQUID	Average	Actual	Actual	Viscosity	Thermal	Surfac
Stg lb/hr	mol wt	vol rate	density	cp	conduct.	tensio
		gal/min	lb/gal		Btu/hr-ft-F	dyne/c
1	.1807E+05 79.05	58.94	5.289	.1065	.9017E-01	8.80
2	.1796E+05 81.07	58.89	5.283	.1067	.4959E-01	6.62
3	.1778E+05 82.12	56.40	5.251	.1071	.4954E-01	6.55
4	.1767E+05 82.67	56.11	5.249	.1073	.4946E-01	6.55
5	.1761E+05 82.96	55.95	5.246	.1074	.4942E-01	6.55
6	.1757E+05 83.12	55.84	5.245	.1075	.4939E-01	6.54
7	.1754E+05 83.22	55.74	5.244	.1075	.4937E-01	6.54
8	.1749E+05 83.31	55.60	5.243	.1075	.4936E-01	6.54
9	.1743E+05 83.41	55.41	5.243	.1075	.4934E-01	6.54
10	.0433E+05 83.56	399.9	9.242	.1075	.4931E-01	6.54

VAPOR	Average	Actual	Actual	Viscosity	Thermal	Compr.
Stg lb/hr	mol wt	vol rate	density	cp	conduct.	factor
		ft3/hr	lb/ft3		Btu/hr-ft-F	
2	.8522E+05 67.75	.3032E+05	2.344	.1330E-01	.1937E-01	.77380
3	.8612E+05 68.05	.3028E+05	2.344	.1332E-01	.1953E-01	.77455
4	.8593E+05 68.18	.3022E+05	2.344	.1333E-01	.1962E-01	.77519
5	.8583E+05 68.24	.3018E+05	2.344	.1334E-01	.1967E-01	.77544
6	.8577E+05 68.27	.3016E+05	2.344	.1334E-01	.1969E-01	.77555
7	.8573E+05 68.29	.3013E+05	2.345	.1334E-01	.1970E-01	.77561
8	.8569E+05 68.30	.3012E+05	2.345	.1335E-01	.1971E-01	.77566
9	.8565E+05 68.31	.3010E+05	2.345	.1335E-01	.1972E-01	.77573
10	.8559E+05 68.31	.3007E+05	2.345	.1335E-01	.1973E-01	.77587

## TRAY PROPERTIES

Unit type: CRUD		Unit name:	Eq # 23	CASO PROPUESTO			
<b>LIQUID</b>							
Stg	lb/hr	Average mol wt	Actual vol rate gal/min	Actual density lb/gal	Viscosity cp	Thermal conduct. Btu/hr-ft-F	Surfac tensio dyne/c
1	.108BE+06	43.69	461.4	3.928	.8770E-01	.5033E-01	5.32
2	.1294E+06	43.91	585.1	3.685	.6803E-01	.4512E-01	3.72
3	.1302E+06	44.01	589.4	3.683	.6740E-01	.4491E-01	3.67
4	.1306E+06	44.05	591.4	3.681	.6709E-01	.4481E-01	3.65
5	.1308E+06	44.07	592.5	3.680	.6691E-01	.4475E-01	3.64
6	.1310E+06	44.08	593.2	3.679	.6680E-01	.4472E-01	3.63
7	.1310E+06	44.09	593.5	3.679	.6671E-01	.4469E-01	3.62
8	.1306E+06	44.12	591.3	3.680	.6666E-01	.4467E-01	3.62
9	.1267E+06	44.36	570.8	3.699	.6684E-01	.4466E-01	3.62
10	.1482E+06	46.46	637.5	3.873	.6910E-01	.4477E-01	3.71
11	.1466E+06	46.58	629.5	3.882	.6915E-01	.4476E-01	3.71
12	.1360E+06	47.47	572.7	3.957	.7013E-01	.4484E-01	3.75
13	.1856E+06	54.44	685.8	4.523	.7865E-01	.4590E-01	4.12
14	.1858E+06	54.43	684.9	4.521	.7842E-01	.4586E-01	4.10
15	.1859E+06	54.43	685.6	4.519	.7826E-01	.4583E-01	4.09
16	.1860E+06	54.43	686.0	4.518	.7813E-01	.4580E-01	4.08
17	.1860E+06	54.44	686.0	4.518	.7802E-01	.4578E-01	4.07
18	.1854E+06	54.52	683.1	4.524	.7799E-01	.4578E-01	4.06
19	.1818E+06	55.08	663.4	4.568	.7849E-01	.4585E-01	4.07
20	.1687E+06	58.30	584.0	4.815	.8107E-01	.4626E-01	4.01
21	.9316E+05	68.28	287.8	5.394	.1013	.5049E-01	6.28
<b>VAPOR</b>							
Stg	lb/hr	Average mol wt	Actual vol rate ft3/hr	Actual density lb/ft3	Viscosity cp	Thermal conduct. Btu/hr-ft-F	Compr. factor
2	.1090E+06	43.66	.3948E+05	2.761	.1033E-01	.1236E-01	.69988
3	.1296E+06	43.89	.4663E+05	2.780	.1035E-01	.1239E-01	.69791
4	.1305E+06	43.99	.4676E+05	2.790	.1035E-01	.1240E-01	.69692
5	.1309E+06	44.03	.4679E+05	2.797	.1036E-01	.1241E-01	.69633
6	.1311E+06	44.05	.4679E+05	2.802	.1036E-01	.1241E-01	.69594
7	.1312E+06	44.06	.4676E+05	2.806	.1037E-01	.1242E-01	.69563
8	.1312E+06	44.07	.4672E+05	2.809	.1037E-01	.1242E-01	.69552
9	.1308E+06	44.10	.4664E+05	2.805	.1038E-01	.1245E-01	.69664
10	.1269E+06	44.34	.4619E+05	2.748	.1044E-01	.1314E-01	.70741
11	.1330E+06	44.36	.4841E+05	2.748	.1045E-01	.1340E-01	.70775
12	.1315E+06	44.46	.4820E+05	2.728	.1048E-01	.1350E-01	.71178
13	.1208E+06	45.19	.4688E+05	2.578	.1068E-01	.1301E-01	.74026
14	.9242E+05	45.21	.3579E+05	2.582	.1068E-01	.1301E-01	.73987
15	.9262E+05	45.21	.3582E+05	2.586	.1069E-01	.1301E-01	.73959
16	.9274E+05	45.22	.3582E+05	2.589	.1069E-01	.1301E-01	.73936
17	.9283E+05	45.22	.3581E+05	2.592	.1069E-01	.1301E-01	.73920
18	.9282E+05	45.24	.3578E+05	2.594	.1070E-01	.1301E-01	.73934
19	.9227E+05	45.31	.3569E+05	2.585	.1072E-01	.1299E-01	.74140
20	.8868E+05	45.79	.3518E+05	2.521	.1085E-01	.1285E-01	.75431
21	.7556E+05	49.40	.3220E+05	2.346	.1154E-01	.1242E-01	.79605

## TRAY PROPERTIES

Unit type: CRUD		Unit names:	Eqp # 47	CASO-PROPUESTO			
LIQUID		Actual	Actual	Viscosity	Thermal	Surfac	
Stg	lb/hr	Average mol wt	vol rate gal/min	density lb/gal	cp	conduct. Btu/hr-ft-F	tensio dyne/c
1	.5664E+05	75.68	138.3	6.827	.4059	.7638E-01	22.48
2	.7344E+05	82.20	191.7	6.386	.2193	.6470E-01	16.04
3	.7202E+05	89.64	190.3	6.306	.2149	.6177E-01	15.41
4	.7259E+05	98.23	194.8	6.211	.2116	.5893E-01	14.57
5	.7449E+05	103.8	202.4	6.134	.2086	.5724E-01	13.84
6	.7588E+05	106.3	207.6	6.093	.2069	.5649E-01	13.43
7	.7554E+05	107.3	210.0	6.074	.2061	.5618E-01	13.25
8	.7679E+05	107.7	211.0	6.055	.2056	.5606E-01	13.16
9	.7687E+05	107.9	211.4	6.061	.2053	.5600E-01	13.12
10	.7688E+05	107.9	211.5	6.059	.2050	.5597E-01	13.09
11	.7684E+05	107.9	211.4	6.057	.2048	.5595E-01	13.07
12	.7674E+05	108.0	211.2	6.055	.2046	.5592E-01	13.06
13	.1311E+06	108.2	361.1	6.053	.2044	.5588E-01	13.04
14	.1486E+06	115.9	422.2	5.867	.1983	.5380E-01	11.28
15	.1601E+06	119.0	461.7	5.778	.1970	.5315E-01	10.48
16	.1645E+06	120.0	477.2	5.745	.1966	.5297E-01	10.19
17	.1661E+06	120.4	482.8	5.733	.1964	.5290E-01	10.09
18	.1666E+06	120.5	484.8	5.728	.1963	.5288E-01	10.05
19	.1669E+06	120.5	485.8	5.725	.1961	.5286E-01	10.02
20	.1670E+06	120.5	486.4	5.723	.1960	.5285E-01	10.00
21	.1672E+06	120.5	486.9	5.721	.1958	.5284E-01	9.99
22	.1673E+06	120.5	487.4	5.719	.1957	.5283E-01	9.97
23	.1674E+06	120.5	487.9	5.717	.1956	.5283E-01	9.95
24	.1675E+06	120.5	488.4	5.715	.1954	.5282E-01	9.94
25	.1676E+06	120.5	488.9	5.713	.1953	.5281E-01	9.92
26	.1677E+06	120.5	489.3	5.711	.1951	.5280E-01	9.90
27	.1678E+06	120.5	489.8	5.709	.1950	.5279E-01	9.89
28	.1679E+06	120.5	490.3	5.708	.1949	.5278E-01	9.87
29	.1680E+06	120.5	490.7	5.706	.1947	.5277E-01	9.85
30	.1681E+06	120.5	491.2	5.704	.1946	.5276E-01	9.84
31	.1682E+06	120.5	491.6	5.702	.1944	.5274E-01	9.82
32	.1682E+06	120.6	491.8	5.700	.1943	.5272E-01	9.80
33	.1580E+06	120.9	491.4	5.697	.1941	.5269E-01	9.78
34	.2348E+05	121.8	68.76	5.692	.1937	.5248E-01	9.75

## TRAY PROPERTIES

Unit type: CRUD Unit name: Equip # 47 CASO PROPERTIES

VAPOR		Average	Actual	Actual	Viscosity	Thermal	Compr.
Stg	lb/hr	mol wt	vol rate	density	cp	conduct.	factor
			ft <sup>3</sup> /hr	lb/ft <sup>3</sup>		Btu/hr-ft-F	
2	.1274E+06	75.68	.2683E+06	.4751	.1016E-01	.1137E-01	.93543
3	.1442E+06	78.87	.2974E+06	.4849	.1029E-01	.1194E-01	.93466
4	.1428E+06	82.13	.2902E+06	.4922	.1041E-01	.1310E-01	.93492
5	.1434E+06	85.63	.2846E+06	.5037	.1047E-01	.1424E-01	.93395
6	.1453E+06	87.88	.2831E+06	.5132	.1049E-01	.1493E-01	.93282
7	.1467E+06	88.94	.2826E+06	.5189	.1049E-01	.1525E-01	.93210
8	.1472E+06	89.37	.2820E+06	.5226	.1050E-01	.1538E-01	.93167
9	.1476E+06	89.53	.2810E+06	.5252	.1050E-01	.1544E-01	.93137
10	.1477E+06	89.59	.2800E+06	.5275	.1051E-01	.1547E-01	.93113
11	.1477E+06	89.61	.2789E+06	.5296	.1052E-01	.1549E-01	.93092
12	.1476E+06	89.62	.2777E+06	.5316	.1052E-01	.1550E-01	.93072
13	.1475E+06	89.63	.2766E+06	.5335	.1053E-01	.1552E-01	.93057
14	.1077E+06	105.7	.1773E+06	.6072	.1044E-01	.1904E-01	.91762
15	.1251E+06	114.9	.1915E+06	.6534	.1034E-01	.2122E-01	.90896
16	.1366E+06	118.5	.2027E+06	.6740	.1030E-01	.2208E-01	.90509
17	.1410E+06	119.7	.2066E+06	.6826	.1029E-01	.2237E-01	.90359
18	.1426E+06	120.1	.2075E+06	.6872	.1029E-01	.2248E-01	.90292
19	.1431E+06	120.2	.2073E+06	.6904	.1029E-01	.2252E-01	.90251
20	.1434E+06	120.3	.2069E+06	.6932	.1030E-01	.2255E-01	.90219
21	.1435E+06	120.3	.2063E+06	.6959	.1030E-01	.2257E-01	.90189
22	.1437E+06	120.3	.2057E+06	.6986	.1031E-01	.2259E-01	.90161
23	.1438E+06	120.3	.2050E+06	.7012	.1031E-01	.2261E-01	.90132
24	.1439E+06	120.3	.2044E+06	.7039	.1032E-01	.2263E-01	.90103
25	.1440E+06	120.3	.2038E+06	.7065	.1032E-01	.2265E-01	.90075
26	.1441E+06	120.3	.2032E+06	.7092	.1033E-01	.2267E-01	.90046
27	.1442E+06	120.3	.2026E+06	.7118	.1033E-01	.2268E-01	.90018
28	.1443E+06	120.3	.2020E+06	.7145	.1034E-01	.2270E-01	.89989
29	.1444E+06	120.3	.2014E+06	.7171	.1034E-01	.2272E-01	.89961
30	.1445E+06	120.3	.2008E+06	.7197	.1035E-01	.2274E-01	.89932
31	.1446E+06	120.3	.2002E+06	.7224	.1035E-01	.2275E-01	.89904
32	.1447E+06	120.3	.1996E+06	.7251	.1036E-01	.2277E-01	.89876
33	.1447E+06	120.4	.1990E+06	.7279	.1037E-01	.2278E-01	.89850
34	.1445E+06	120.8	.1976E+06	.7312	.1038E-01	.2277E-01	.89829

## TRAY PROPERTIES

Unit type: CRUD		Unit name:	Eqp # 40	CASO PROPUESTO			
LIQUID	Average	Actual	Actual	Viscosity	Thermal	Surfac	
Stg lb/hr	mol wt	vol rate	density	cp	conduct.	tensio	
		gal/min	lb/gal		Btu/hr-ft-F	dyne/c	
1	.5000E+05	120.2	118.7	7.020	.5863	.7028E-01	25.71
2	.9377E+05	120.2	259.9	6.012	.2228	.5472E-01	12.76
3	.9382E+05	120.2	260.1	6.010	.2225	.5470E-01	12.73
4	.9387E+05	120.2	260.4	6.008	.2222	.5469E-01	12.71
5	.9392E+05	120.2	260.6	6.005	.2219	.5467E-01	12.68
6	.9397E+05	120.2	260.9	6.003	.2216	.5465E-01	12.66
7	.7179E+05	120.2	199.4	6.000	.2213	.5463E-01	12.63
8	.7177E+05	120.2	199.5	5.998	.2210	.5461E-01	12.61
9	.7180E+05	120.3	199.6	5.995	.2207	.5457E-01	12.58
10	.7181E+05	120.3	199.7	5.993	.2204	.5457E-01	12.56
11	.7182E+05	120.3	199.8	5.990	.2200	.5455E-01	12.53
12	.7183E+05	120.3	199.9	5.988	.2197	.5452E-01	12.51
13	.7185E+05	120.4	200.0	5.985	.2194	.5450E-01	12.49
14	.7186E+05	120.4	200.2	5.983	.2190	.5448E-01	12.46
15	.7188E+05	120.5	200.3	5.980	.2187	.5445E-01	12.44
16	.7190E+05	120.5	200.5	5.978	.2183	.5442E-01	12.41
17	.7192E+05	120.6	200.6	5.975	.2179	.5439E-01	12.39
18	.7195E+05	120.7	200.8	5.973	.2175	.5436E-01	12.36
19	.7198E+05	120.8	200.9	5.970	.2170	.5433E-01	12.34
20	.7201E+05	121.0	201.1	5.967	.2165	.5429E-01	12.32
21	.7204E+05	121.1	201.3	5.964	.2160	.5425E-01	12.29
22	.7206E+05	121.4	201.5	5.961	.2155	.5419E-01	12.26
23	.7205E+05	121.7	201.5	5.958	.2149	.5412E-01	12.23
24	.7195E+05	122.4	201.4	5.953	.2142	.5400E-01	12.19
25	.9004E+05	123.6	252.4	5.946	.2134	.5380E-01	12.14
26	.8990E+05	126.5	252.6	5.931	.2112	.5330E-01	12.02
27	.9008E+05	132.3	254.5	5.899	.2077	.5228E-01	11.75
28	.9171E+05	140.9	261.6	5.841	.2021	.5054E-01	11.24
29	.9620E+05	149.5	278.1	5.765	.1945	.4845E-01	10.56
30	.1015E+06	155.6	296.9	5.698	.1875	.4672E-01	9.99
31	.1054E+06	159.0	310.8	5.653	.1829	.4565E-01	9.66
32	.1077E+06	160.7	318.8	5.628	.1805	.4508E-01	9.50
33	.1090E+06	161.5	323.7	5.614	.1797	.4478E-01	9.45
34	1175.	161.9	3.491	5.607	.1788	.4466E-01	9.47

## TRAY PROPERTIES

Unit type: CRUD		Unit name:	Eqp # 40	CASO PROPUESTO			
Stg	lb/hr	Average mol wt	Actual vol rate ft3/hr	Actual density lb/ft3	Viscosity cp	Thermal conduct. Btu/hr-ft-F	Compr. factor
2	.5007E+05	120.2	.1371E+06	.3653	.9495E-02	.1984E-01	.94096
3	.9383E+05	120.2	.2553E+06	.3676	.9502E-02	.1987E-01	.94067
4	.9388E+05	120.2	.2537E+06	.3699	.9509E-02	.1989E-01	.94038
5	.9394E+05	120.2	.2524E+06	.3721	.9516E-02	.1991E-01	.94009
6	.9399E+05	120.2	.2511E+06	.3744	.9523E-02	.1993E-01	.93980
7	.9404E+05	120.2	.2497E+06	.3766	.9530E-02	.1995E-01	.93951
8	.9409E+05	120.2	.2483E+06	.3789	.9537E-02	.1997E-01	.93922
9	.9415E+05	120.2	.2468E+06	.3813	.9543E-02	.1999E-01	.93882
10	.9411E+05	120.3	.2454E+06	.3835	.9550E-02	.2000E-01	.93853
11	.9412E+05	120.3	.2439E+06	.3858	.9556E-02	.2002E-01	.93824
12	.9413E+05	120.3	.2425E+06	.3881	.9563E-02	.2003E-01	.93794
13	.9414E+05	120.3	.2411E+06	.3904	.9569E-02	.2004E-01	.93765
14	.9415E+05	120.3	.2397E+06	.3928	.9575E-02	.2004E-01	.93735
15	.9417E+05	120.4	.2384E+06	.3951	.9581E-02	.2005E-01	.93706
16	.9419E+05	120.4	.2370E+06	.3974	.9587E-02	.2005E-01	.93676
17	.9421E+05	120.5	.2357E+06	.3998	.9593E-02	.2005E-01	.93647
18	.9423E+05	120.5	.2343E+06	.4021	.9599E-02	.2004E-01	.93617
19	.9426E+05	120.6	.2330E+06	.4045	.9605E-02	.2003E-01	.93587
20	.9429E+05	120.7	.2317E+06	.4069	.9610E-02	.2001E-01	.93557
21	.9432E+05	120.8	.2304E+06	.4093	.9616E-02	.1999E-01	.93526
22	.9435E+05	120.9	.2291E+06	.4118	.9621E-02	.1996E-01	.93496
23	.9437E+05	121.1	.2278E+06	.4144	.9627E-02	.1992E-01	.93466
24	.9436E+05	121.4	.2263E+06	.4170	.9634E-02	.1987E-01	.93436
25	.9426E+05	121.9	.2245E+06	.4199	.9645E-02	.1980E-01	.93408
26	.8887E+05	123.2	.2095E+06	.4243	.9654E-02	.1950E-01	.93370
27	.8873E+05	126.2	.2057E+06	.4312	.9669E-02	.1899E-01	.93312
28	.8891E+05	132.0	.2001E+06	.4442	.9672E-02	.1812E-01	.93166
29	.9053E+05	140.6	.1946E+06	.4653	.9632E-02	.1687E-01	.92854
30	.9503E+05	149.4	.1945E+06	.4885	.9566E-02	.1569E-01	.92455
31	.1003E+06	155.5	.1981E+06	.5065	.9516E-02	.1496E-01	.92130
32	.1043E+06	159.0	.2013E+06	.5179	.9491E-02	.1463E-01	.91926
33	.1065E+06	160.7	.2029E+06	.5249	.9484E-02	.1451E-01	.91807
34	.1079E+06	161.5	.2047E+06	.5267	.9472E-02	.1447E-01	.91766

TABLE 8.9 RESUMEN DE DATOS DE EQUIPOS DE PROCESO  
(CASO PROPUESTO)

Tower Summary, unit # 33

No. of stages, main column	31	Stg 1/Cond. P psia	274.700
1st feed stage	10	Stg 2/Tower top P psia	279.700
2nd feed stage	13	Tower del P psia	5.88000
1st sidestream stage	1		

Condenser type: total  
Subcooled cond. temp C 37.7723

There are 3 specifications on this unit

- 1 Condenser duty = -15.3000 MMBtu/hr
- 2 Bottoms recovery of Propane = .990000
- 3 1st sidestream rate = 1.00000 lbmol/hr

Tower Summary, unit # 40

No. of stages, main column	34	Stg 1/Cond. P psia	19.7000
1st feed stage	25	Stg 2/Tower top P psia	24.7000
1st sidestream stage	7	Tower del P psia	5.00000

Condenser type: total  
Subcooled cond. temp C 43.3278

There are 3 specifications on this unit

- 1 Condenser duty = -12.0000 MMBtu/hr
- 2 Bottoms recovery of P-DisopropylBen = .999990
- 3 1st sidestream rate = 185.000 lbmol/hr

Tower Summary, unit # 47

No. of stages, main column	34	Stg 1/Cond. P psia	39.7000
1st feed stage	13	Stg 2/Tower top P psia	44.7000
		Tower del P psia	5.00000

Condenser type: total  
Subcooled cond. temp C 43.3273

There are 2 specifications on this unit

- 1 P.D = .900000
- 2 Bottoms recovery of 1-Propyl-Benzene = .927000

## Column Summary

Equipment name	
number	29
No. of stages	10
1st feed stage	1
2nd feed stage	10
Stg 1/Cond. P psia	feed pres.
Cond. del P psia	.000000
Tower del P psia	1.00000
Condenser mode	0
	No Cond
Condenser spec	
Reboiler mode	0
	No Rebr
Reboiler spec.	
Tray effc. Top	1.00000
Tray effc. Bottom	1.00000
Max. iterations	30

## Divider Summary

Equipment name				
number	6	13	26	31
Mode	0	0	0	0
	Ratio	Ratio	Ratio	Ratio
Flow rate/ratio	.900000	.860000	.000000	.100000E-02
Flow rate/ratio	.100000	.140000	1.00000	.999000

## Divider Summary

Equipment name		
number	34	43
Mode	0	0
	Ratio	Ratio
Flow rate/ratio	.391100E-02	.333330
Flow rate/ratio	.996090	.333333
Flow rate/ratio	.000000	.333333

## Mixer Summary

Equipment name				
number	5	7	15	16
Outlet pres. psia	P-out = P-in	601.700	P-out = P-in	P-out = P-in

## Mixer Summary

Equipment name				
number	20	25	32	44
Outlet pres. psia	601.700	264.700	46.7000	P-out = P-in



## Flash Summary

Equipment name	
number	9
Mode	8
	psia
Parameter 1	57.7000
Parameter 2	.000000
Heat duty MMBtu/hr	.000000
K-values	
Benzene	1.15116
Water	18.0653
Ethane	33.4341
Propane	15.5911
Propylene	15.6087
I-Propyl-Benzene	.205384
SecButyl-Benzene	.129716
I-Nonene	.304587
I-Hexene	1.87037
I-Butene	7.43827
N-Propyl-Benzene	.171599
Ethylene	42.4519
Ethyl-Benzene	.304308
M-DisopropylBen	.624850E-01
P-DisopropylBen	.497021E-01
Cs-2-Butene	6.04120
Ts-2-Butene	6.51906
I-Butene	8.57771
Tert-Butylbenzen	.145588

## Valve Summary

Equipment name				
number	4	8	10	14
Pres. spec psia	Pres. drop 60.0000	Pres. out 57.7000	Pres. out 46.7000	Pres. out 266.000

## Valve Summary

Equipment name				
number	18	22	28	30
Pres. spec psia	Pres. out 587.000	Pres. out 279.700	Pres. out 297.700	Pres. out 296.700

## Valve Summary

Equipment name			
number	36	39	42
Pres. spec psia	Pres. drop 50.0000	Pres. out 64.7000	Pres. out 64.7000

## Heat Exchanger Summary

Equipment name				
number	3	33	37	41
Delta P str 1 psia	10.0000	14.0000	5.00000	15.0000
Delta P str 2 psia	10.0000	17.0000	.000000	.000000
T str 1 out C	193.000	126.667	44.0000	44.0000
T str 2 out C	256.000	167.223		
Case flag	Design	Design	Design	Design
Calc. duty MMBtu/hr	6.59525	12.6558	..713456	-2.51704
Calc. LMTD C	.555556E-03	25.7432		
Calc. LMTD factor	1.00000	1.00000		
Utility option flag	0	0	.0	0
Pinch Flag				

## Pump Summary

Equipment name				
number	11	12	17	19
Output pres. psia	108.700	334.000	692.000	587.000
Pump efficiency	.750000	.700000	.750000	.700000
Work required				
hp	.362804E-01	42.2267	12.6284	113.227

## Pump Summary

Equipment name				
number	21	24	27	35
Output pres. psia	321.000	326.700	319.700	77.7000
Pump efficiency	.700000	.750000	.750000	.700000
Work required				
hp	9.42668	.749616E-02	.238154E-01	1.54733

## Pump Summary

Equipment name		
number	38	46
Output pres. psia	97.7000	110.700
Pump efficiency	.750000	.750000
Work required		
hp	.159268	4.09385

**TABLA 8.10 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA ALTERNATIVA PARA AUMENTAR LA PUREZA DEL PRODUCTO OBTENIDO.**

Stream No.	28	29	3	58
Temp C	131.250	42.3278	715.000	243.160
Pres psia	45.7000	27.7000	56.7000	77.7000
Enth MMBtu/hr	12.4115	-2400.00	210473	210491
Vapor mole fraction	.532521	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	1128.33	935.920	2.39580	8.39580
Component mole fractions				
Benzene	.720867	.881111	.631042E-12	.631042E-12
Water	.251775E-03	.433143E-02	.000000	.000000
Ethane	.130980E-04	.157905E-04	.000000	.000000
Propane	.764793E-01	.922006E-01	.000000	.000000
Propylene	.886214E-11	.106835E-10	.000000	.000000
I-Propyl-Benzene	.176648	.160434E-01	.289891	.289891
SecButyl-Benzene	.352614E-03	.743755E-07	.154227E-01	.154227E-01
1-Nonene	.124484E-03	.124249E-07	.565123E-05	.565123E-05
1-Hexene	.779269E-02	.939460E-02	.000000	.000000
1-Butene	.888162E-11	.106833E-10	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.359008E-03	.375177E-05	.174385E-02	.174385E-02
Ethylene	.886249E-11	.106843E-10	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.432410E-03	.488970E-02	.310734E-05	.310734E-05
M-DisopropylBen	.213665E-02	.736438E-10	.229536	.229536
P-DisopropylBen	.421047E-02	.117210E-10	.421457	.421457
Ca-2-Butene	.602799E-04	.726715E-04	.000000	.000000
Ta-2-Butene	.377296E-04	.695969E-04	.000000	.000000
I-Butane	.522621E-04	.3289740E-04	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.697479E-04	.566325E-07	.193799E-02	.193799E-02
Stream No.	59	60	61	62
Temp C	217.568	43.3000	238.328	43.3000
Pres psia	27.7000	19.7000	29.7000	19.7000
Enth MMBtu/hr	210691	-1.607499E-04	109531	-1.75583
Vapor mole fraction	.238608	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	8.39580	.640043E-01	7.51777	184.782
Component mole fractions				
Benzene	.631042E-12	.223655E-04	.641658E-13	.223655E-04
Water	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propylene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Propyl-Benzene	.289891	.996724	.791974E-02	.996724
SecButyl-Benzene	.154227E-01	.468924E-07	.412111E-01	.468923E-03
1-Nonene	.565123E-05	.120650E-02	.810262E-07	.120650E-03
1-Hexene	.000000	.348535E-10	.000000	.348534E-10
1-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.174385E-02	.216786E-02	.111190E-03	.216784E-02
Ethylene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.310734E-05	.169790E-07	.262721E-07	.169791E-03
M-DisopropylBen	.229536	.481751E-11	.219326	.481749E-11
P-DisopropylBen	.421457	.604750E-13	.629274	.604750E-13
Ca-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ta-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Butane	.000000	.000000	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.193799E-02	.338149E-03	.213770E-02	.338119E-03

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	63	64	65	66
Temp C	43.5854	44.0000	44.1183	44.0000
Pres psia	110.700	95.7300	84.7000	24.7000
Enth MMbtu/hr	-1.1658B1	-1.160000	-1.160000	-279760E-01
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.000000	.000000
Total lbmol/hr	184.782	184.782	184.782	7.54977
Component mole fractions				
Benzene	.223655E-06	.223655E-06	.223655E-06	.641658E-15
Water	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propylene	.000000	.000000	.000000	.000000
1-Propyl-Benzene	.776724	.776724	.776724	.776724E-02
SecButyl-Benzene	.468932E-03	.468932E-03	.468932E-03	.412111E-01
1-Nonene	.130650E-03	.130650E-03	.130650E-03	.81072E-07
1-Hexene	.349534E-10	.349534E-10	.349534E-10	.000000
1-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.216784E-02	.216784E-02	.216784E-02	.111190E-03
Ethylene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.169791E-03	.169791E-03	.169791E-03	.262721E-07
M-DisopropylBen	.481749E-11	.481749E-11	.481749E-11	.319326
P-DisopropylBen	.604750E-13	.604750E-13	.604750E-13	.629274
Cs-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Butane	.000000	.000000	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.338149E-03	.338149E-03	.338149E-03	.213770E-02

Stream No.	67	68	69	70
Temp C	44.1631	44.2972	193.000	221.046
Pres psia	97.7000	64.7000	51.7000	468.440
Enth MMbtu/hr	-1.275572E-01	-1.275566E-01	8.90905	10.8167
Vapor mole fraction	.000000	.000000	.210980	.363203
Total lbmol/hr	7.54977	7.54977	790.909	724.809
Component mole fractions				
Benzene	.641658E-15	.641658E-15	.678656	.652828
Water	.000000	.000000	.108259E-02	.118131E-02
Ethane	.000000	.000000	.244204E-04	.140977E-04
Propane	.000000	.000000	.212289	.231685
Propylene	.000000	.000000	.843775E-01	.137552E-17
1-Propyl-Benzene	.792974E-02	.792974E-02	.130415E-01	.101537
SecButyl-Benzene	.412111E-01	.412111E-01	.399581E-05	.198317E-03
1-Nonene	.810262E-07	.810262E-07	.711817E-04	.776732E-04
1-Hexene	.000000	.000000	.770745E-02	.841035E-02
1-Butene	.000000	.000000	.166583E-03	.127702E-17
N-Propyl-Benzene	.111190E-03	.111190E-03	.134844E-04	.102401E-03
Ethylene	.000000	.000000	.842915E-04	.137968E-17
Ethyl-Benzene	.262721E-07	.262721E-07	.190146E-03	.207487E-02
M-DisopropylBen	.319326	.319326	.820096E-06	.110949E-02
P-DisopropylBen	.629274	.629274	.514433E-06	.776732E-02
Cs-2-Butene	.000000	.000000	.110897E-03	.110096E-02
Ts-2-Butene	.000000	.000000	.106905E-03	.110107E-02
I-Butane	.000000	.000000	.974005E-04	.697152E-04
Tert-Butylbenzen	.213770E-02	.213770E-02	.785595E-06	.376555E-04

## FLOW SUMMARIES

Stream No.	71	72	73	75
Temp C	225.154	174.425	226.773	217.588
Pres psia	47.0115	27.7710	77.7300	27.7900
Enth MMbtu/hr	2.02675	2.04120	2.01048	2.10891
Vapor mole fraction	.000000	.220652	.000000	.225608
Total lbmol/hr	184.000	184.000	184.000	8.37553
Component mole fractions				
Benzene	.224684E-06	.224684E-06	.224684E-06	.631042E-12
Water	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propane	.000000	.000000	.000000	.000000
Propylene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Propyl-Benzene	.988406	.988406	.988406	.289891
SecButyl-Benzene	.145818E-02	.145818E-02	.145818E-02	.154227E-01
1-Nonene	.120997E-03	.120997E-03	.120997E-03	.565123E-05
1-Hexene	.351142E-10	.351142E-10	.351142E-10	.000000
1-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
N-Propyl-Benzene	.210281E-02	.210281E-02	.210281E-02	.174285E-02
Ethylene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ethyl-Benzene	.170432E-03	.170432E-03	.170432E-03	.310734E-05
M-DisopropylBen	.262874E-02	.262874E-02	.262874E-02	.229336
P-DisopropylBen	.476369E-02	.476369E-02	.476369E-02	.461459
Cs-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
Ts-2-Butene	.000000	.000000	.000000	.000000
I-Butane	.000000	.000000	.000000	.000000
Tert-Butylbenzen	.338991E-03	.338991E-03	.338991E-03	.193799E-02

Stream No.	76	77
Temp C	43.3135	24.5290
Pres psia	16.0000	144.700
Enth MMbtu/hr	-.104864E-03	.174191E-01
Vapor mole fraction	.000000	.113559
Total lbmol/hr	.110314	3.43356
Component mole fractions		
benzene	.227401E-04	.411162E-09
Water	.000000	.995647E-03
Ethane	.000000	.273270E-01
Propane	.000000	.971688
Propylene	.000000	.136671E-09
I-Propyl-Benzene	.996270	.000000
SecButyl-Benzene	.892392E-03	.000000
1-Nonene	.132616E-02	.000000
1-Hexene	.247451E-10	.96159E-14
1-Butene	.000000	.170611E-14
N-Propyl-Benzene	.216559E-02	.000000
Ethylene	.000000	.225512E-09
Ethyl-Benzene	.165749E-03	.000000
M-DisopropylBen	.224500E-10	.000000
P-DisopropylBen	.239746E-10	.000000
Cs-2-Butene	.000000	.217205E-05
Ts-2-Butene	.000000	.466674E-08
I-Butane	.000000	.259772E-07
Tert-Butylbenzen	.271277E-02	.000000

### APENDICE C-ESTUDIO ECONOMICO.

Para completar el estudio técnico, se determinará la rentabilidad de una planta de cumeno de 80,000 ton métricas/año nueva, así como la inversión requerida, el beneficio económico esperado y el tiempo de recuperación de la inversión para la planta de tetramero de propileno del Complejo Petroquímico Independencia convertida a planta de cumeno de la misma capacidad (80,000 ton métricas/año).

Los datos económicos fueron tomados del Chemical Marketing Reporter del mes de marzo de 1981 y del Chemical Economics Handbook.

#### PLANTA DE CUMENO NUEVA DE 80,000 TON METRICAS/AÑO.

	<u>PRECIO UNITARIO</u> US \$/TON (1980)	<u>CONSUMO</u> TON	<u>COSTO</u> US \$
<u>MATERIAS PRIMAS</u>			
BENCENO	239	53,888	12,879,232
PROPILENO	287	30,284	8,683,708
CATALIZADOR H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	705	80	56,400
VENTA SUBPRODUCTOS	66.1	-3,680	-256,468
<u>SERVICIOS</u>			
AGUA DE ENFRIAMIENTO	0.059 US \$/M <sup>3</sup>	688,000 M <sup>3</sup>	40,592
VAPOR	7.45 US \$/TON	54,400 TON	405,280
AGUA DE PROCESO	0.206 US \$/M <sup>3</sup>	50,400 M <sup>3</sup>	10,382.4
ELECTRICIDAD	0.04 US \$/KWH	1,280,000 KWH	51,200

TOTAL COSTOS VARIABLES US \$ 21,872,386.4

	<u>PRECIO UNITARIO</u>	<u>COSTO US \$</u>
<u>COSTOS DIRECTOS DE OPERACION</u>		
MATERIALES MANTENIMIENTO	4.17743 US \$/TON	334,194.4
M. de O. MANTENIMIENTO	4.17743 US \$/TON	334,194.4
SUMINISTROS OPERACIONALES	0.45415 US \$/TON	36,360.
M. de O. OPERACION	4.8419 US \$/TON	387,352.
LAB. DE CONTROL	1.035 US \$/TON	82,800.

TOTAL COSTOS DIRECTOS US \$ 1,174,900.8

<u>GASTOS GENERALES</u>	7.92689 US \$/TON	634,151.2
<u>DEPRECIACION</u>		1,133,620.3

COSTO TOTAL US \$ 24,815,057.7

## INVERSION

DENTRO LIMITES DE BATERIA 11,336,203 US \$  
FUERA LIMITES DE BATERIA 7,119,533 US \$

TOTAL INVERSION 18,455,736 US \$

PRECIO DEL CUMENO 320 US \$ . VENTAS= 25,600,000 US \$

PARA ACTUALIZAR LAS INVERSIONES, SE PUEDE UTILIZAR EL CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX. LOS DATOS SON LOS SIGUIENTES:

Indice Anual para 1986 = 318.4

Indice Anual para 1991 = 395.6

El factor para actualizar las inversiones será :

$$F_{\text{Inversiones}} = 395.6/318.4 = 1.2424623$$

Para actualizar los Costos se utiliza el deflactor implícito del Producto Nacional Bruto de los Estados Unidos (PNB)

para 1986 fué igual a 1.1

para 1991 fué igual a 1.4

por lo que el factor para actualizar los costos es:

$$F_{\text{COSTOS}} = 1.4/1.1 = 1.272727$$

RETORNO DE LA INVERSION ORIGINAL (RETURN ON ORIGINAL INVESTMENT)  
ROI = (BENEFICIO ANUAL / INVERSION ORIGINAL) \* 100

BENEFICIO ANUAL = ( VENTAS - COSTOS TOTALES) \*  $F_{\text{COSTOS}}$

$$\text{BENEFICIO ANUAL} = (25.6 - 24.8150587) * 10^6 * 1.272727 = 999,015.98 \text{ us } \$$$

$$\text{INVERSION} = 11,336,203 * 1.2424623 = 14,084,804.85 \text{ us } \$$$

$$\text{ROI} = 7.092863$$

Considerando que en el bimestre septiembre-octubre de 1992, el U.S. PRIME RATE se mantuvo en 6.0%, el cual es menor que el ROI obtenido, se puede concluir que el proceso de fabricación de cumeno resulta "rentable".

\*FUENTE: BUSINESS MEXICO, NOVEMBER 1992 VOL II, No 11 ISSN 0187, QUIEN CITA COMO FUENTE ORIGINAL AL BANCO DE MEXICO Y AL INEGI

PLANTA DE TETRAMERO CONVERTIDA A PLANTA DE CUMENO  
(CAPACIDAD 80,000 TON METRICAS/AÑO) .-

El Costo de las materias primas se calcula tomando en cuenta los rendimientos obtenidos de la simulación, y que fueren 0.8778 ton benceno/ton cumeno, y 0.38047 ton propileno/ton cumeno. El consumo de los servicios se calcula así:

Agua de Enfriamiento. -El total de servicios de enfriamiento es de 57,267,400 BTU/Hr. Asumiendo 330 días al año y una  $\Delta T$  de 24.8 °F. se obtiene un flujo de agua de enfriamiento de 2,309,159.35 lb/hr. Normalmente el agua de repuesto en una torre de enfriamiento debida a purgas y pérdidas por evaporación se puede estimar como el 6 % del total circulante, por lo que el consumo de agua de enfriamiento será de 8,294,159 ton/año.  $\times 0.08 = 663,532$  ton/año. o sea 8.294 m<sup>3</sup>/ton cumeno.

Agua de Proceso. - Se determina directamente de los resultados de la simulación. En este caso 2.2 lbmol/hr, o sea 0.0017 m<sup>3</sup>/ton cumeno.

Electricidad. - Se calcula a partir del total de H.P. requeridos para el equipo de bombeo, y que son 283.75 H.P. Por lo tanto, el consumo es igual a 283.75 KW-año/80,000 ton cumeno  $\times 330 \times 24 / 1.341 = 20.94$  KWH/ton cumeno.

Gas Natural. - En el caso de la planta convertida, se propone aprovechar el medio de calentamiento de rehervidores (aceite de calentamiento) existente, en lugar del vapor de alta presión que se tiene en la Planta de Cumeno de la Cangrejera. Lo anterior permite aprovechar la infraestructura (horno, tanque, equipo de bombeo) disponible. El consumo del gas natural se calcula a partir del conocimiento de los requerimientos de servicios de calentamiento, y cuyo resultado de la simulación fue 43,413,000 BTU/Hr. Considerando 330 días de operación al año, y un factor de conversión para el gas natural de 970 BTU/ft<sup>3</sup>, se tendrá un requerimiento de 5,043 ft<sup>3</sup> de gas natural/ton cumeno.

Se supondrá que los costos directos son los mismos que en el caso de una planta nueva (aunque en realidad son mayores, puesto que el equipo no es nuevo y requerirá un mayor costo de materiales y mano de obra de mantenimiento, pero esto no es fácil de estimar).

INVERSION. -Se estimará el monto de la inversión requerida para llevar a cabo las modificaciones, que conforme al estudio técnico resultan pertinentes. Las fórmulas para evaluar los costos se toman de Muraki(1981).



### 1. - COSTO DE UNA COLUMNA INSTALADA

$$C_{\text{COLUMNA}} = 4.34 (762 D_c (H_c/12.2)^{0.66})$$

### 2. - COSTO DE PLATOS INSTALADOS

$$C_{\text{PLATO}} = 70 (S/\eta) (D_c/1.22)^{1.9}$$

### 3. - COSTO DE LA INSTRUMENTACION DE LA COLUMNA

$$C_{\text{INSTRUMENTACION}} = 4,000$$

La altura de la columna de determina de la siguiente manera:

$$H_c = \Delta H (S/\eta) + 4.27$$

Donde:

$\Delta H$  es el espaciamiento entre platos, y normalmente es de 0.8 m.

$S$  es el número de platos.

$\eta$  es la eficiencia global de plato, y normalmente es de 0.8

$H_c$  es la altura de la columna, en m.

$D_c$  es el diámetro de la columna, en m.

La columna rectificadora de efluentes requerida consta de 10 platos en un diámetro de 4 ft = 1.2192 m, y además se requiere un casco de 6 ft = 1.8288 m con una longitud de 7.75 m en el fondo de la columna. La presión de diseño es de 22.2 kg/cm<sup>2</sup>, por lo que es necesario aplicar un factor de corrección por presión.

$$F_{\text{PRESION}} = (1.0 + 0.015(P-3.4)) \quad \text{presión en [atm]}$$

sustituyendo datos:

$$\text{Altura de la columna} = 0.8(10/0.8) + 4.27 = 11.77 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Costo de la columna (tramo de 4 ft)} &= 4.34(762 \times 1.2192(11.77/12.2)^{0.66}) \\ &= 3,934.8 \text{ US \$} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Costo de la columna (tramo de 6 ft)} &= 4.34(762 \times 1.8288(7.75/12.2)^{0.66}) \\ &= 4,442.33 \text{ US \$} \end{aligned}$$

$$\text{Factor de corrección por presión} = 1.271345$$

$$\text{Costo de la columna} = (3,934.8 + 4,442.33) \times 1.271345 = 10,649.72 \text{ us \$}$$

$$\text{Costo de Platos} = 70 (10/0.8)(1.2192/1.22)^{1.9} = 873.91 \text{ US \$}$$

$$\text{Costo Instrumentación columna} = 4,000. \text{ US \$}$$

$$\text{Costo total de la columna} = 10,649.72 + 873.91 + 4,000 = 15,523.63$$

Considerando que el Chemical Engineering Plant Cost Index de 1981 fue de 274.44, el costo estimado de la columna, para 1991, es de

15,523.63 \* 395.6/274.44 = 22,377.01 US \$

#### 4. - COSTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

$$C_{\text{CAMBIADORES}} = 3.39(9,000CA/92.1)^{0.68}$$

Donde: A es el área de intercambio de calor, en m<sup>2</sup>

Para la conversión de la planta se requieren 3 cambiadores de calor: uno de 350 ft<sup>2</sup> = 32.516 m<sup>2</sup>, otro de 1043 ft<sup>2</sup> = 96.8978 m<sup>2</sup>;

y un tercero de 811.7 ft<sup>2</sup>, éste último debe ser corregido por alta presión, para lo cual el factor de corrección es:

Factor de corrección = (1 + 0.015(P-10.2))

para una presión de 20.19 atm, el factor será 1.149961

sustituyendo valores, los costos de los cambiadores son:

Costo Cambiador I = 15,507.31 US \$

Costo Cambiador II = 31,533.88 US \$

Costo Cambiador III = 28,791.66 \* 1.149961 = 30,809.369 US \$

**COSTO TOTAL DE CAMBIADORES DE CALOR = 77,850.559 US \$**

actualizando precios: 77,850.55 \* 395.6/274.44 = 112,220. US \$

#### 5. -COSTO DEL EQUIPO DE BOMBEO

Se deberá adquirir los siguientes equipos:

2 bombas para reflujo torre de cumeno (7.5 H.P. cada una)

2 bombas para alimentación de propileno (15 H.P. cada una)

1 bomba para alimentación de benceno (10 H.P.)

2 bombas para manejar fondos columna de recirculación (3 H.P. cada una).

2 bombas para manejar el cumeno producto( 5 H.P. cada una)

En este caso se toma como referencia, que en 1991 una bomba de 7.5 H.P. tiene un precio de 4,100 US \$

Para bombas centrifugas de acero al carbón, horizontales se tiene un exponente de 0.58, por lo que la fórmula para estimar el costo de una bomba será:

$C_n = r^{0.58} C$ , donde r es la relación de unidades de capacidad ( en este caso potencia) y C es un costo conocido.

Sustituyendo valores, se tiene un costo total del equipo de bombeo de 36,599 US \$ (precio 1991).

#### 6. -COSTO DEL TANQUE FLASH

Se requiere de un tanque de 13 m<sup>3</sup>, asumiendo una relación L/D = 2 se tendrá un diámetro de 2.022 m y una longitud de 4.044 m. Suponiendo que sea aplicable la ecuación utilizada para "el

cascarón" de una torre, el costo del tanque flash sería:

Costo =  $4.34(762 \times 2.022(4.044/12.2)^{0.68}) = 3,136 \text{ US } \$$   
 el valor actualizado (1981) es :  $3,136 \times 395.6/274.44 = 4,550.03$

**7. - COSTO DE UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PROPANO**

En este caso, se requiere de un tanque de  $30 \text{ m}^3$ . El exponente para tanques horizontales es de 0.67, por lo que la fórmula para estimar su costo es:

Costo Tanque Propano =  $(30/13)^{0.67} \times 4,550.03 = 7,967.89 \text{ US } \$$

En este caso se debe hacer corrección por presión, el factor será  $(1+0.015(17.58-3.4)) = 1.2127$

por lo que el costo estimado del tanque de almacenamiento de propano es de  $9,662.66 \text{ US } \$$

**RESUMEN DE LA INVERSION REQUERIDA PARA LLEVAR A CABO LA CONVERSION DE LA PLANTA DE TETRAMERO DE PROPILENO, EN UNA PLANTA DE CUMENO:**

	US \$	
1 TORRE	22,377	
3 CAMBIADORES DE CALOR	112,220	
9 BOMBAS	36,599	
1 TANQUE FLASH	4,550	
1 TANQUE ALMACENAMIENTO	<u>9,663</u>	
SUBTOTAL	185,409	
Tubería 15 %	27,811	
Instrumentación 15 %	27,811	
Ingeniería Detalle	30,000	
Gastos No Previstos	<u>7,500</u>	
SUBTOTAL	278,531	
IMPUESTOS	<u>27,953</u>	
TOTAL	US \$306,384	= M\$ 936,309.80

A continuación se muestra los datos económicos de la planta de tetramero convertida a planta de cumeno.

	<u>PRECIO UNITARIO</u> US \$/TON (1980)	<u>CONSUMO</u> TON	<u>COSTO</u> US \$
<b><u>MATERIAS PRIMAS</u></b>			
BENCENO	239	54,208	12,955,712
PROPILENO	287	30,437.6	8,735,591.2
CATALIZADOR H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	705	80	56,400
VENTA SUBPRODUCTOS	66.1	-4,224.8	-279,259.3

SERVICIOS

AGUA DE ENFRIAMIENTO	0.059 US \$/M <sup>3</sup>	663,532 M <sup>3</sup>	39,148.4
AGUA DE PROCESO	0.206 US \$/M <sup>3</sup>	136 M <sup>3</sup>	28.
ELECTRICIDAD	0.04 US \$/KWH	1,675,200 KWH	67,008
GAS NATURAL	1.47 US \$/1000 FT <sup>3</sup>	403454400 FT <sup>3</sup>	593,078

TOTAL COSTOS VARIABLES US \$ 22,167,706.8

TOTAL COSTOS DIRECTOS US \$ 1,174,900.8

GASTOS GENERALES

7.92689 US \$/TON 634,151.2

DEPRECIACION

1,133,620.3

COSTO TOTAL US \$ 25,110,378.6

INVERSION

DENTRO LIMITES DE BATERIA

306,384 US \$

FUERA LIMITES DE BATERIA

-----

TOTAL INVERSION 306,384 US \$ (PARA EL AÑO 1991)

PRECIO DEL CUMENO 320 US \$ . VENTAS= 25,600,000 US \$

El factor para actualizar los costos es:

$$F_{\text{COSTOS}} = 1.4/1.1 = 1.272727$$

$$\text{BENEFICIO ANUAL} = (\text{VENTAS} - \text{COSTOS TOTALES}) \times F_{\text{COSTOS}}$$

$$\text{BENEFICIO ANUAL} = (25.6 - 25.1103786) \times 10^6 \times 1.272727 = 623,154.4 \text{ US } \$$$

$$\text{TIEMPO PARA RECUPERAR LA INVERSION} = \frac{306,384}{623,154.4} = 0.4916 \text{ AÑOS} = 179 \text{ DIAS}$$

En el caso propuesto de conversión de la planta de tetramero para producir cumeno, se obtiene un proceso con unos costos variables superiores en un 1.35 % respecto a los costos variables de una planta de cumeno "Nueva", lo cual es suficiente para que el ROI obtenido sea menor que el U.S. Prime Rate. Los principales factores que lo afectan es un mayor consumo de benceno/ton cumeno producido, y un mayor costo de los servicios de calentamiento, debido al cambio que se hace en el sistema (se sustituye el uso del vapor, por el sistema de calentamiento con aceite) lo cual es indispensable para poder aprovechar todos los rehervidores existentes, ya que de otra manera la presión de diseño del equipo disponible, haría que estos fueran inadecuados.

Para contrarrestar este problema, serán necesarias inversiones adicionales (concretamente se debe mejorar la operación de la torre de benceno).

Se debe recordar que en este proceso se recomienda una concentración del benceno de recirculación superior al 90 %, lo cual no es factible de ser logrado con la torre de polímero ligero existente y que se destinaría para este servicio.

Finalmente, diremos que la inversión inicial es muy pequeña pues solo representa el 2.17 % de la inversión requerida para una planta nueva de como de 80,000 ton métricas año, sin tomar en cuenta que no se tendría que hacer inversión alguna en servicios (se dispone de agua de enfriamiento, electricidad, agua tratada y suministro de gas natural.)

## APENDICE D.- ESTUDIO ECONOMICO PARA LA PRODUCCION DE NONIL FENOL

### BREVE DESCRIPCION DEL PROCESO PARA LA SINTESIS DEL NONIL-FENOL

El noneno (trimero de propileno) se seca a través de sílica y se hace pasar junto con fenol anhidro en un sistema de dos reactores en serie empacados con una resina de intercambio iónico llamada "Lewatit" (SC-104). La reacción se verifica entre 70-120 °C a la presión de 1 atmósfera. El efluente del reactor se dirige hacia una columna para separar el fenol y el noneno que quedaron sin reaccionar y se recirculan hacia el reactor. Por el fondo de la columna se obtiene el nonil-fenol crudo el cual es enviado a otra columna donde se recupera el nonil-fenol. En una extracción lateral se extrae el dinonil-fenol y se recircula en la misma columna hasta su extinción. Los fondos se colectan para incinerarse. La patente es de HUELS. y los rendimientos son de 97.9 % respecto al noneno y de 99.3 en cuanto al fenol.

### DATOS ECONOMICOS PLANTAS NONENOS + NONIL-FENOL

	<u>PRECIO UNITARIO</u> US \$/TON (1980)	<u>CONSUMO</u> TON	<u>COSTO</u> US \$
<u>MATERIAS PRIMAS</u>			
PROPILENO	287	87,794	25,196,920
FENOL	397	58,117	23,072,647
CATALIZADOR H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	705	80	56,400
RESINA INTERCAMBIO	3630	16.2	58,806
VENTA SUBPRODUCTOS	6.5	-8,779	-57,063

### SERVICIOS

		<u>PLANTA</u> <u>NONENOS</u>	<u>PLANTA</u> <u>NONIL-FENOL</u>	<u>COSTO</u> <u>TOTAL</u>
AGUA ENFRIAMIENTO	0.059 US \$/M <sup>3</sup>	1,069,883 M <sup>3</sup>	4,185,000 M <sup>3</sup>	310.03
VAPOR	7.45 US \$/TON	---	70,200TON	522,990
AGUA DE PROCESO	0.206 US \$/M <sup>3</sup>	608 M <sup>3</sup>	-----	125
ELECTRICIDAD	0.04 US \$/KWH	2,133,405 KWH	2,700,000KWH	193.33
GAS INERTE	0.0157 US \$/M <sup>3</sup>	-----	258,500M <sup>3</sup>	4.027
GAS NATURAL	0.0091US\$/TCAL	10,208,738TCAL	19,440,000TCAL	239,803

TOTAL COSTOS VARIABLES US \$ 49,628,028.

PRECIO UNITARIO  
US \$/TON

COSTO US \$

COSTOS DIRECTOS DE OPERACION  
PLANTA NONENOS

MATERIALES MANTENIMIENTO	5.39	425,891
M. de O. MANTENIMIENTO	5.39	425,891
SUMINISTROS OPERACIONALES	0.7	55,310
M. de O. OPERACION	6.13	484,362
LAB. DE CONTROL	1.7	134,325

COSTOS DIRECTOS DE OPERACION  
PLANTA NONIL-FENOL

MATERIALES MANTENIMIENTO	3.3	445,500
M. de O. MANTENIMIENTO	3.3	445,500
SUMINISTROS OPERACIONALES	0.9	121,500
M. de O. OPERACION	9.5	1,282,500
LAB. CONTROL	2.0	270,000

TOTAL COSTOS DIRECTOS US \$ 4,090,779.

GASTOS GENERALES PTA. NONENO	9.9	US \$/TON	782,248
DEPRECIACION PLANTA NONENOS			1,100,000

GASTOS GENERALES NONIL-FENOL	11.7		1,579,500
DEPRECIACION PLANTA NONIL-FENOL			981,016

COSTO TOTAL US \$ 59,161,571

INVERSION

DENTRO LIMITES DE BATERIA PLANTA NONENOS	-----
FUERA LIMITES DE BATERIA PLANTA NONENOS	-----
DENTRO LIMITES BATERIA PLANTA NONIL-FENOL	9,810,160
FUERA LIMITES BATERIA PLANTA NONIL-FENOL	10,038,303

TOTAL INVERSION 19,848,463. US \$

PRECIO DEL NONIL-FENOL 1080 US \$ . VENTAS= 145,800,000 US \$

PARA ACTUALIZAR LAS INVERSIONES, SE PUEDE UTILIZAR EL CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX. LOS DATOS SON LOS SIGUIENTES:

Indice Anual para 1986 = 318.4  
Indice Anual para 1991 = 395.6

El factor para actualizar las inversiones será :

$$F_{\text{Inversiones}} = 375.6 / 318.4 = 1.2424623$$

Para actualizar los Costos se utiliza el deflactor implícito del Producto Nacional Bruto de los Estados Unidos (PNB)

para 1968 fué igual a 1.1

para 1991 fué igual a 1.4

por lo que el factor para actualizar los costos es:

$$F_{\text{costos}} = 1.4 / 1.1 = 1.272727$$

$$\text{BENEFICIO ANUAL} = (\text{VENTAS} - \text{COSTOS TOTALES}) \times F_{\text{costos}}$$

$$\text{BENEFICIO ANUAL} = (145.8 - 58.181571) \times 10^6 \times 1.272727 = 111,539,795 \text{ us}$$

$$\text{INVERSION PLANTA NONIL FENOL} = 10,848,463 \times 1.2424623 = 24,000,067 \text{ us}$$

Suponiendo que la planta de tetrámero de propileno del Complejo Petroquímico Independencia fuera factible de ser convertida en una planta de nonenos y que se tuviera una conversión de al menos el 90 % sobre el propileno, se podría tener entonces una planta de nonenos de 70,015 ton métricas/año de nonenos, los cuales podrían ser utilizados en la elaboración de nonil-fenol, para lo cual se tendría que construir una planta con una capacidad de 135,000 ton métricas/año de éste último.

El estudio económico preliminar indica que se tendría un beneficio anual muy favorable (si se compara por ejemplo con el obtenido en una planta de cumeno), sin embargo se requiere hacer inversiones muy grandes, y además tendría que hacerse antes el estudio técnico para corroborar que la conversión de la planta de tetrámero de propileno en una planta de nonenos es factible, posteriormente se tendría que determinar el monto de las inversiones para la conversión de la planta (aunque de antemano se puede considerar que éstas serán menores que las requeridas para la conversión hacia cumeno), y desde luego, se tendría que tener mercado para las 135,000 ton métricas de nonil-fenol/año.

También es importante señalar que el mayor beneficio económico se obtendría de la planta de nonil-fenol y no de la planta de nonenos.