



20
2oj.

Universidad Nacional Autónoma
de México

Facultad de Estudios Superiores
CUAUTITLAN



Aplicación de los Simuladores de Procesos en Ingeniería Química.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A

JOSE ALEJANDRO SUSANO RIVERA

Director de Tesis

I. Q. Roberto de la Concha Montaña

Cuautitlán Izcalli, Edo. de México

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

RESUMEN

INTRODUCCION

OBJETIVOS

PARTE I

Página

CAPITULO 1.- CONCEPTOS BASICOS	1
1.1.- Simulación	1
1.2.- Modelo	1
- Tipos de Modelos	2
1.3.- Proceso	2
- Tipos de Proceso	3
1.4.- Simulación de Procesos	3
CAPITULO 2. ESTRUCTURA	5
2.1.- Arquitectura de los Simuladores de Procesos	5
2.2.- Paquetes de Simuladores de Procesos Comerciales	7

2.3.- Aplicaciones de los Simuladores de	
Procesos	9
2.3.1.- Ventajas	10
2.3.2.- Desventajas	10

PARTE II

CAPITULO 3. SIMULADOR PROPUESTO (MicroCHESS) 12

3.1.- Características Generales	12
3.2.- Requerimientos del Hardware	13
3.3.- Contenido de Discos de MicroCHESS	14
3.4.- Procedimiento de Carga de MicroCHESS ...	16

CAPITULO 4. PROCEDIMIENTO DE CORRIDA 18

4.1.- Problema Juego de Datos	18
4.2.- Entrada de Datos	18
4.2.1.- Unidades de Trabajo	19
4.2.2.- Opción Gráfica	20
4.2.3.- Hoja de trabajo	21
4.2.4.- Especificación de Números de Identificación de Componentes	21
4.2.5.- Opciones Termodinámicas	23
4.2.6.- Condiciones de Corriente de	

Entrada	24
4.2.7.- Parámetros de Equipo	24
4.3.- Ejecución del Problema	24
4.4.- Reporte de Resultados	25
CAPITULO 5. OPCIONES TERMODINAMICAS	26
5.1.- Descripción	26
5.2.- Características	26
CAPITULO 6. MODULOS DE EQUIPO	35
6.1.- Descripción	35
6.2.- Representación	36
6.3.- Características	36

PARTE III

CAPITULO 7. PROCESO QUIMICO	61
- Características	62
CAPITULO 8. SIMULACION DEL PROCESO	66
8.1.- Ejemplo de Aplicación	66

8.2.- Desarrollo	66
8.3.- Resultados	69

CONCLUSIONES

APENDICE

BIBLIOGRAFIA

RESUMEN

El trabajo que a continuación se presenta está constituido por tres partes:

- 1.- Generalidades y conceptos básicos de simulación con aplicación en Ingeniería Química.
- 2.- Características relevantes de un simulador de procesos como herramienta en la solución de problemas en Ingeniería Química.
- 3.- Ejemplo de aplicación con el simulador de procesos propuesto.

En la primer parte se proporcionan conceptos en torno a la simulación de procesos, modelos, estructura de simuladores, sus aplicaciones, ventajas y desventajas. Además se lista en forma resumida características relevantes de algunos simuladores de procesos actualmente comerciales.

En la parte siguiente se proporcionan las características y requerimientos computacionales de un simulador de procesos propuesto (MicroCHESS), con la finalidad de ofrecer una herramienta en la solución a problemas en Ingeniería Química, especialmente dirigido a la población estudiantil.

En la última parte, se ejemplifica una simulación de un proceso real con el simulador de procesos propuesto, aplicando los conceptos, características y requerimientos computacionales antes presentados.

INTRODUCCION

En los últimos 25 años la industria química y del petróleo ha tenido una tendencia gradual hacia aproximaciones cuantitativas a problemas en el diseño y operación de procesos. Esta tendencia ha hecho posible que se incremente el uso de computadoras electrónicas poderosas en la solución de sistemas complejos de ecuaciones matemáticas. Esta aproximación analítica a problemas de ingeniería permite considerar un diseño alternativo de investigación y operaciones más eficientes de procesos comerciales. Además, la aproximación analítica computarizada provee un entendimiento profundo de los mecanismos internos de los procesos en estudio.

Hoy el potencial de las computadoras está casi disponible universalmente en escuelas e industria.

Las tres grandes áreas en el campo del estudio analítico son las siguientes: (5)

- 1.- Investigación y desarrollo de procesos
- 2.- Diseño de procesos
- 3.- Optimización de operaciones de proceso

Estas áreas cubren las siguientes categorías:

- 1.- Flujo de fluidos
- 2.- Transferencia de masa
- 3.- Transferencia de calor
- 4.- Cinética
- 5.- Dinámica y control

Los simuladores de procesos son una herramienta importante en el campo del estudio analítico. Todos los simuladores de procesos están compuestos de modelos de fenómenos físicos y químicos, la

riqueza de un simulador es el resultado de la variedad de modelos con respecto a su naturaleza de niveles múltiples de eficiencia disponible. La eficiencia de un simulador de procesos depende de la eficiencia de los modelos individuales y sus algoritmos.

Las actividades de los Ingenieros Químicos están relacionadas directamente con la optimización dada por las mejoras en sistemas de proceso, el avance en la simulación como herramienta ofrece mejores oportunidades para lograr más detalladamente la optimización con resultados menos inciertos.

La era de las supercomputadoras provee no solo rapidéz, sino también una mejora en la resolución de problemas, su valor real en la profesión de la Ingeniería Química es resolver nuevos problemas.

El trabajo que a continuación se presenta, pretende primeramente de manera introductoria presentar conceptos básicos y terminología en torno a la naturaleza de la simulación, se intenta caracterizar la simulación para distinguir en una forma u otra la solución de problemas y técnicas de investigación. Por otra parte presentar la estructura básica de los simuladores de procesos con la finalidad de entender su funcionamiento.

La mayor importancia en el estudio de la simulación de procesos es la aplicación en Ingeniería Química, ya que en la actualidad por los cambios presentes en la industria química, se requiere de una herramienta capaz de permitir el estudio y análisis de procesos en estudio en menor tiempo, esto es posible gracias a las herramientas computacionales con que ahora contamos.

La aplicación de los simuladores se ejemplificará por medio de un simulador de procesos propuesto, ofreciendo una herramienta de bajos requerimientos computacionales y que proporciona una solución confiable en problemas de Ingeniería Química.

OBJETIVOS

- A) Introducir Terminología Básica en Simulación de Procesos.
- B) Listar Atributos Generales de Simuladores de Procesos y sus Aplicaciones en Ingeniería Química.
- C) Describir Características y Requerimientos Computacionales de un Simulador de Procesos Propuesto como Herramienta en la Solución a Problemas en Ingeniería Química. El simulador propuesto es MicroCHESS.
- D) Ejemplificar una Simulación de un Proceso Químico (Planta Fraccionadora de Gasolina Natural de Minatitlán, Veracruz) con el Simulador de Procesos Propuesto.

CAPITULO 1.- CONCEPTOS BASICOS

1.1.- SIMULACION

En la industria química se proponen nuevos procesos o modificaciones a los ya existentes por la fase de gran desarrollo en que se encuentra, este desarrollo ha sido posible gracias a las técnicas disponibles en la actualidad para evaluar diversas configuraciones de procesos, una de estas herramientas es la simulación de procesos. La palabra simulación ha sido adoptada de lenguaje coloquial sirviendo como término técnico, de hecho la palabra ha sido usada en diferentes sentidos dejando confusión por la palabra en sí misma. La definición gira sobre conceptos semejantes a representar, imitar, falsificar, fingir o apreciar.

El tipo de simulación al que nos referiremos en este trabajo es la simulación matemática de procesos, siendo ésta el uso de modelos matemáticos que representan un sistema para obtener información de su comportamiento.

1.2.- MODELO

La representación matemática de un sistema es un modelo, los modelos matemáticos capturan las interacciones y relaciones lógicas del sistema que se esté modelando. Los modelos de simulación en computadora describen interacciones que existen en el mundo del sistema real.

Los modelos matemáticos son útiles en todas las fases de la Ingeniería Química, de investigación y desarrollo para operación de plantas, estudios económicos y de negocios. (10)

En investigación y desarrollo se determinan mecanismos cinéticos químicos y parámetros de laboratorio o datos de reacción de plantas piloto, explorando los efectos de diferentes condiciones de operación para estudios de optimización, agregando

cálculos a escala.

En diseño se escala y calcula el tamaño de equipos de proceso para ejecución dinámica; estudiando las interacciones de varias partes de los procesos, evaluando alternativas estratégicas de control, simulando arranque, paro y procedimientos de emergencia.

En operación de plantas se aplica en control y proceso de problemas; agregando arranque y adiestramiento de operadores, estudiando los efectos y los requerimientos de expansión y optimización de operación de la planta.

TIPOS DE MODELOS

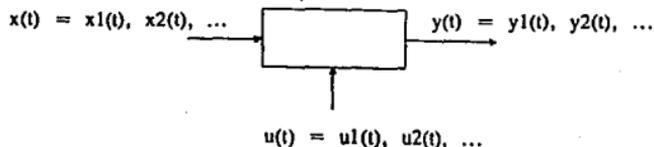
Los modelos pueden ser de dos tipos: (11)

- Modelo Determinístico.- Es la representación analítica de un sistema u operación en las que hay salidas únicas por un conjunto dado de entradas.

- Modelo Estocástico no Determinístico.- Es un modelo en el que la relación funcional depende de los parámetros, las salidas pueden ser predichas por un contexto probabilístico.

1.3.- PROCESO

Proceso es un conjunto de operaciones con entradas que producen salidas. (4)



$x(t) = x_1(t), x_2(t), \dots =$ Variables de entrada:
Corrientes de alimentación, velocidades de flujo, composiciones,
temperaturas, presiones.

$y(t) = y_1(t), y_2(t), \dots =$ Variables de salida:
Condiciones de corrientes de salida.

$u(t) = u_1(t), u_2(t), \dots =$ Variables de control o
diseño: Ajuste de temperaturas y presiones del proceso, flujos de
corrientes de intercambio de calor, parámetros de modulación.

TIPOS DE PROCESO

Los procesos pueden ser:

- Dinámicos.- En donde las variaciones de las variables de salida están en función del tiempo, $y(t)$ y son apreciables.

- Estado Estacionario.- Las variaciones con el tiempo son despreciables.

Los tipos de problemas en Ingeniería de Procesos son:

- 1.- Dado x y y deseado, encontrar u . (Diseño, Control)
- 2.- Dado x y u , encontrar y . (Análisis)
- 3.- Dado u y y , encontrar x . (Análisis)
- 4.- Dado x , encontrar u para maximizar o minimizar alguna función $F(y)$. (Optimización).

1.4.- SIMULACION DE PROCESOS

Con los antecedentes anteriores, podemos definir la simulación de procesos como el uso de modelos matemáticos que

representan un sistema (Proceso Químico), y que son programados para ser solucionados con computadoras de alta velocidad.

CAPITULO 2.- ESTRUCTURA

2.1.- ARQUITECTURA DE LOS SIMULADORES DE PROCESOS

La estructura de los simuladores de procesos involucra dos trayectorias constituidas por un conjunto de ecuaciones que reproducen en forma aproximada el comportamiento de un equipo o conjunto de equipos. Se clasifican de la siguiente manera:

a) La simulación modular secuencial esta formada por un conjunto de subrutinas de equipos específicos, este tipo de simulación sólo utiliza las subrutinas necesarias para representar el proceso en estudio.

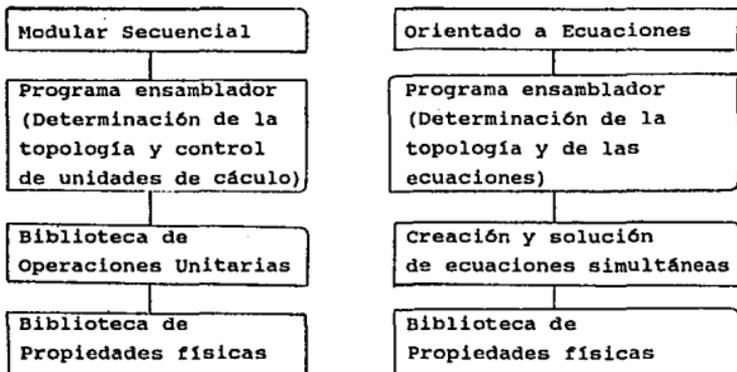
b) La simulación orientada a ecuaciones usa un conjunto de ecuaciones que describen el comportamiento de un proceso determinado y cuya aplicación es particular a un proceso específico.

El tipo de simulación modular secuencial es considerado como la médula de muchos de los simuladores de procesos comerciales. En la actualidad existen un grupo de programas con aplicaciones a la Ingeniería Química para una simulación en estado estacionario y dinámico, estimación de propiedades termodinámicas y costos. La simulación modular secuencial es relativamente fácil de construir y la naturaleza modular ofrece la ventaja de simular prácticamente cualquier proceso, por lo tanto, esta arquitectura permanece como popular entre los simuladores comerciales actualmente. (1)

La simulación de procesos fué orientada a ecuaciones, en lugar de derivar una solución estratégica que era basada en módulos de cajas negras (simulación modular secuencial). La simulación orientada a ecuaciones es más flexible en términos de resolver problemas con recirculaciones anidadas a nivel de

diagrama de flujo. Los problemas del diagrama de flujo orientados a ecuaciones requiere de una gran escala de algoritmos numéricos, buenas estrategias de inicialización y opciones confiables para prevenir fallas de convergencia, es ventajoso desde el punto de vista computacional pues se puede lograr la máxima eficiencia en el cálculo y minimizar el uso de memoria. (14)

El siguiente cuadro muestra las estructuras simplificadas. (1)



Todos los simuladores de procesos ahora tienen una separación entre la sección de las propiedades físicas (correlaciones y base de datos), del resto de los modelos y ecuaciones de corrientes. Casi todos los simuladores de procesos comerciales emplean ecuaciones cúbicas de estado para describir componentes puros y mezclas multicomponentes para gases reales y soluciones no polares o poco polares. Los modelos de coeficientes de actividad local (Wilson, NTRL, UNIQUAC) requiere especificación y ajuste de parámetros, y éstos son complementados por el uso de grupos de métodos de contribución como UNIFAC, finalmente correlaciones de coeficientes de actividad conocidos para hidrocarburos como Chao-Seader y Grayson-Streed son también empleados frecuentemente.

2.2.- PAQUETES DE SIMULADORES DE PROCESOS COMERCIALES

Los simuladores de procesos más comunes comercialmente se listan a continuación, así como sus características relevantes.

(1)

ASPEN/PLUS.- Es un tipo de simulador modular secuencial con opciones de convergencia modular simultánea, extensivas características para especificaciones de diseño. Opciones de cálculo de equipos y sus costos así como estimación de propiedades físicas con comparación de métodos, opciones para electrolitos y sólidos. Trabaja bajo sistemas operativos IBM (VM/CMS y MVS/TSO), VAX/VMS, PC-DOS, Aegis y UNIX.

ASPEN/SP.- Es un tipo de simulador modular secuencial con opciones de convergencia modular simultánea para recirculaciones anidadas, opciones de cálculo de equipos, costos y estimación de propiedades físicas. Trabaja bajo sistemas operativos IBM (VM/CMS y MVS/TSO), VAX/VMS, PC-DOS, Aegis y UNIX.

CAPES.- Es un tipo de simulador modular secuencial opcionalmente con entrada de ecuaciones y expresiones lógicas, estimación aproximada de equipos y costos, así como propiedades físicas y modelos para fracciones del petróleo. Trabaja bajo sistemas operativos IBM, FACOM, ITAC, PC-AT y NEC PC-98 versión bajo desarrollo.

CHEMASIM.- Simulador orientado a ecuaciones usando Newton-Raphson y flexibilidad para simulación con recirculaciones anidadas, sin opciones para cálculo de equipo y costos. Para propiedades físicas existen opciones estándares, disponible en sistemas operativos IBM, VM/CMS y UNIX.

DESIGN.- Simulador modular secuencial con opciones de convergencia

simultánea para múltiples recirculaciones, facilidad para cálculo riguroso de equipos varios y estimación de propiedades físicas, trabaja en IBM (VM/CMS Y MVS/TSO), VAX/VMS, PC-DOS y UNIX.

FLOWPACK.- Sistema híbrido con opciones de cálculo de equipo, costos y propiedades físicas, incluyendo correlaciones de coeficientes de actividad y ecuaciones de estado solo disponible para VAX/VMS.

GENESIS.- Es un tipo de simulador modular secuencial con opciones de convergencia modular simultánea, opciones de cálculo de equipo y costos limitadas, estimación y regresión de propiedades, disponible en IBM (MVS/TSO) y VAX/VMS.

IPES.- Simulador modular secuencial con opciones de convergencia modular simultánea y múltiples recirculaciones, características de cálculo de equipo y costos muy limitada, opción de propiedades físicas externas y cargadas dentro de un archivo de acceso directo compartido, trabaja en ambiente IBM (VM/CMS y VMS/TSO).

MPFPL.- Simulador modular simultáneo sin opciones de cálculo de costos y equipo, cuenta con sistema de cálculo de propiedades multifase, corre bajo IBM 3090/400 (VMS/TSO).

OPTISIM.- Simulador orientado a ecuaciones para método de convergencia Newton-Raphson, flexibilidad para recirculaciones anidadas. Características muy generales para optimización, cálculo de equipo y costos simples para propósitos de optimización, corre bajo IBM 3090/400 (VMS/TSO).

PROCESS.- Simulación modular secuencial con convergencia modular simultánea para múltiples recirculaciones, estimado de equipo y costos con el +/- 40 % de eficiencia. Cuenta con estimación de propiedades y regresión de datos, disponible en IBM (OS/MVS,

VM/CMS, DOS).

QUASILIN.- Simulación orientada a ecuaciones con apariencia modular al usuario, incluye cálculo de algunos equipos, usa modelos construidos para que fácilmente minimice conexión con cálculo riguroso de propiedades, corre bajo IBM 3081/3084 (MVS), VAX/VMS y UNIX.

SPAN.- Simulador modular secuencial, cálculo de equipo y estimación de propiedades, disponible en VAX/VMS y PC-DOS.

SPEEDUP.- Simulación orientada a ecuaciones y capacidad de enlace de subrutinas con procedimientos que permiten funcionar como sistema híbrido, incluye características de equipo y costos así como propiedades físicas, disponible bajo VAX/VMS, IBM (VM/CMS y MVS/TSO) y UNIX.

VTPLAN.- Simulador orientado a ecuaciones y opción de cálculo modular secuencial, no incluye características para cálculo de equipo y costos, extensivas características para propiedades físicas de componentes puros, disponible en VAX/VMS.

MicroCHESS.- Simulador modular secuencial, con cálculo de equipos (14 módulos) y estimación de propiedades termodinámicas (9 opciones), disponible en PC-DOS.

2.3.- APLICACIONES DE LOS SIMULADORES DE PROCESOS

Existen muchas clases de problemas en los cuales la simulación es una técnica apropiada, pero también muchos que no son aplicables. La simulación es una herramienta poderosa cuando se aplica correctamente, de otra manera es solo gasto y resultados inciertos. La diferencia entre cuando la simulación es aplicable o no, es usualmente claro si se entiende la técnica y los criterios de aplicación, pero lo más importante es conocer los recursos

disponibles y la situación específica.

De manera general la aplicación es posible si las herramientas analíticas disponibles no son apropiadas de acuerdo al problema, cuando el sistema puede ser adecuadamente simulado y si se cuenta con los datos suficientes. Si se requiere de múltiples cálculos, en ocasiones es preferible una herramienta de alta velocidad.

2.3.1.- VENTAJAS

Algunas de la ventajas de aplicar la simulación en varios campos son las siguientes:

- El simular un proceso permite varias veces correr el proceso simulado variando los datos de entrada y así probar la conducta del sistema bajo una variedad de condiciones y situaciones.

- La simulación puede hacerse en pocos minutos con computadoras de alta velocidad.

- Cuando se simula, no se modifica el sistema real, esto es una gran ventaja, pues la prueba de estrategias experimentales no son directamente en el sistema real.

- El simular requiere que se conozca el sistema simulado, esto es una herramienta efectiva de adiestramiento.

2.3.2.- DESVENTAJAS

Las desventajas de usar la simulación de procesos son las siguientes:

- Un modelo de simulación puede ser caro en términos de

tiempo si la simulación no ha sido entendida a profundidad y el modelo no ha sido desarrollado cuidadosamente.

- Los parámetros pueden ser difíciles de analizar, dependiendo del tiempo requerido en la colección, análisis e interpretación de los datos.

CAPITULO 3.- SIMULADOR PROPUESTO (MicroCHESS)

El simulador de procesos propuesto MicroCHESS, es un tipo de simulador modular secuencial y aunque no es un simulador actualmente comercial, los requerimientos de equipo no son tan elevados, por lo que permite su fácil acceso especialmente a nivel escolar. En esta sección describiremos características y forma de uso, así como sus opciones de cálculo, con la finalidad de proporcionar principalmente al estudiante una herramienta básica en la solución de problemas en Ingeniería Química.

3.1.- CARACTERISTICAS GENERALES

MicroCHESS proporciona una simulación de procesos en estado estacionario y calcula balances de materia y energía alrededor de equipos de proceso.

MicroCHESS viene de Micro de microcomputadora y CHESS viene de CHEMICAL ENGINEERING SIMULATION SYSTEM (Simulación de Sistemas en Ingeniería Química).

MicroCHESS se puede usar para:

- diseño de proceso.
- analizar múltiples alternativas de diseño.
- predecir los efectos de cambios de condiciones de operación de una planta.
- optimizar consumo de energía.
- detección de cuellos de botella para incrementar la producción.

MicroCHESS puede ser aplicado para simular diagramas de flujo que contengan 100 corrientes y 50 piezas de equipo y cuenta con 14 módulos de equipo.

Cuenta con tres opciones de entrada, simplemente se describe

el proceso y se especifican las unidades a ser calculadas conectadas entre sí proporcionando las condiciones de la corriente de alimentación y especificaciones permitidas para cada unidad de proceso.

El enlace de corrientes y unidades de equipo incluye recirculaciones complejas o recirculaciones anidadas.

Antes de ejecutar el problema, MicroCHESS analiza el diagrama de flujo y las recirculaciones presentes, activa un algoritmo interno para determinar una secuencia de cálculos unitarios que va a permitir la convergencia. Introducir estimados de composiciones y condiciones para una o más corrientes intermedias acelera los cálculos.

MicroCHESS proporciona una base de datos con propiedades físicas para 206 componentes puros. También permite crear una base de datos propia con componentes no estándares y fracciones del petróleo por el suministro de constantes físicas.

Nueve opciones termodinámicas están disponibles dentro de MicroCHESS.

3.2.- REQUERIMIENTOS DEL HARDWARE

Esta sección describe la operación de MicroCHESS, solamente es necesario entender la operación de la computadora a usar, antes de comenzar es recomendable leer el manual de la computadora para entender de lleno el potencial de MicroCHESS.

Si se desea escoger el uso del ratón que es opcional, será necesario leer el manual para las instrucciones sobre la instalación y operación.

MicroCHESS puede ser usado sobre una computadora IBM o compatible.

Para correr MicroCHESS, se necesita el siguiente equipo mínimo:

1. 640K de RAM (memoria de acceso).
2. El sistema operativo (usualmente conocido como sistemas

compatibles MS-DOS. MicroCHESS corre bajo versión 2.0 y posteriores.

3. Un manejador externo y un disco duro.
4. Una impresora IBM o equivalente.
5. Coprocesador Intel 8087 punto flotante para un XT o una computadora con coprocesador Intel 86287 punto flotante. (En este trabajo se utilizó un emulador del coprocesador matemático).
6. Adaptador de gráficas a color, o en su defecto monocromático es recomendable.

NOTA: MicroCHESS usa resolución media de gráficos.

Una opción graficadora de entrada y la impresión del diagrama de flujo está disponible si se cuenta con el equipo siguiente:

1. Ratón para entrada gráfica.
2. Graficador serie HP-7470 o 7475.
3. Las gráficas pueden ser impresas sobre una impresora de matriz de puntos.

3.3.- CONTENIDO DE DISCOS DE MicroCHESS

MicroCHESS proporciona seis discos de 5 1/4", esta sección describe contenido de cada disco. La sección siguiente explica como transferir la información del disco flexible al disco duro.

Los seis discos originales fueron comprimidos en dos discos de 5 1/4" conservando la información original.

Esos discos contienen lo siguiente:

<u>FUNCION</u>	<u>ARCHIVOS CONTENIDOS</u>
Entrada a hoja de trabajo y Gráficos.	CHESS1.EXE TOPOLOGY.EXE

THERMO.EXE
DENETS.EXE
CHEMPX.DAT
CHEMPZ.DAT
PPP.DAT
YYY.DAT
ZZZ.DAT
BANNER.DAT
FONT.\$\$\$
14 ARCHIVOS HLB
22 ARCHIVOS DEF
47 ARCHIVOS TOTALES

Entrada pregunta respuesta
Banco de datos

CHESSQA.EXE
DATABANK.EXE
VVV.DAT
3 ARCHIVOS TOTALES

Generador de reportes

REPORT.EXE
STRM.DAT
CONFIG.SYS
3 ARCHIVOS TOTALES

Información de ejecución

CHESX.EXE
BACKUPID.@@@
2 ARCHIVOS TOTALES

El programa CHESSI contiene la entrada hoja de datos/gráfica, es usado para crear nuevos archivos de datos, modificar y agregar archivos previamente creados, los archivos TOPOLOGY, THERMO y DENETS.EXE son llamados internamente de CHESSI.EXE, por lo que no corren independientemente.

Los archivos CHEMPX, CHEMPZ, PPP, YYY, ZZZ, y BANNER.DAT contienen varias características, requeridas por el programa CHESSI. El resto de los archivos, FONT. \$\$\$, HLB, y DEF, tienen que

residir sobre el disco en donde se encuentra CHESS1.

El archivo CHESIQA es la opción de entrada de datos pregunta respuesta usado para crear nuevos archivos de datos y modificar o agregar datos a archivos anteriormente creados.

El programa DATABANK permite introducir componentes estándares e información sobre los componentes normales.

El programa CHESSX.EXE contiene información que la computadora necesita para la ejecución del problema.

El programa REPORT.EXE contiene un reporte característico de resultados. STRM.DAT es una base de datos de propiedades físicas y constantes usado por REPORT.

El archivo CONFIG.SYS deberá estar presente en el momento de acceder a la computadora. A este archivo es necesario agregar una línea:

FILES=30.

MicroCHESS no trabaja en subdirectorios anidados, por lo que es recomendable instalarlo en un subdirectorio, por ejemplo:

C:\CHESS>

3.4.- PROCEDIMIENTO DE CARGA DE MicroCHESS

Esta sección explica el proceso de carga (instalación) del MicroCHESS sobre el disco duro. Detalles sobre datos de entrada son dados en otra sección.

Los discos de MicroCHESS requieren aproximadamente 1200 K de almacenamiento en el disco duro. La entrada y producción de archivos puede requerir una capacidad adicional de varios cientos de K.

Se copia simplemente el contenido de los discos comprimidos sobre el disco duro usando el procedimiento siguiente:

1. Crear un subdirectorio, por ejemplo: CHESS.

2. Insertar el disco 1 en el manejador A>
3. Escribir el siguiente comando y presionar RETURN.

COPY A:*. * C:\CHESS

4. Cambiar el disco 1 y repetir los pasos 2 y 3 para disco 2.

Para restaurar los archivos comprimidos previamente copiados seguir los siguientes pasos:

MCHES1 y presionar RETURN

MCHES2 y presionar RETURN

Cuando se termine de copiar y restaurar los archivos crear un archivo llamado WORK.DIR. Este archivo avisa a MicroCHESS donde poner cualquier archivo que sea creado o modificado cuando se use CHESS1. Este archivo contiene una línea que contiene el nombre del subdirectorio donde se instaló MicroCHESS, por ejemplo:

\CHESS

Cuando se haya terminado de instalar MicroCHESS sobre el disco duro, es conveniente poner los discos en un lugar seguro, en caso de necesitar volver a instalar.

CAPITULO 4.- PROCEDIMIENTO DE CORRIDA

Hay cuatro pasos involucrados en la corrida de una simulación en MicroCHESS. Con MicroCHESS es posible introducir información y reportar los resultados. La tabla siguiente muestra los pasos generales.

- Problema Juego de Datos
- Entrada de Datos
- Ejecución del Problema
- Reporte de Resultados

Las siguientes instrucciones explican la mecánica en el uso de MicroCHESS.

Antes de correr MicroCHESS, es recomendable tener discos disponibles para almacenar datos y resultados. Como precaución, salvar toda la información en duplicado y tener copia en un lugar seguro.

4.1.- PROBLEMA JUEGO DE DATOS

Es importante tener preparada la información del proceso a simular antes de iniciar la entrada de datos, en este juego de datos se incluirán las propiedades mínimas que especifica cada módulo de cálculo, la opción termodinámica (dependiendo de los componentes involucrados) y las propiedades de las corrientes de alimentación.

4.2.- ENTRADA DE DATOS

Cualquiera de estas opciones CHESSI o .CHESSIQA creará o editará un archivo el cual contiene la descripción del diagrama de flujo, especificaciones del equipo, información de la corriente de

alimentación e información termofísica.

Si se prefiere trabajar con CHESSIQA (entrada de datos pregunta/respuesta), escribir CHESSIQA y presionar RETURN para comenzar. Cuando CHESSIQA pregunta por el nombre de archivo de datos se debe proporcionar el manejador con el nombre del archivo, (no más de 7 caracteres), a continuación aparecerán letreros pidiendo los datos que se deben proporcionar, en donde el usuario interactuará con MicroCHESS.

El programa CHESSI (entrada hoja de datos/gráfica) proporciona varios menús que darán alternativas para introducir información. Escribir la primera letra de la selección deseada, si más de una alternativa comienza con la misma letra se posicionará en la primera alternativa, usar las flechas para mover el cursor. Al concluir la entrada de datos proporcionar el nombre del archivo (no más de 7 caracteres).

4.2.1.- UNIDADES DE TRABAJO

Unidades Métricas (M) o Inglesas (EE) pueden ser usadas en MicroCHESS. Se debe especificar las unidades del sistema que se use al comienzo de la entrada de datos no puede el sistema ser mixto. Las unidades de trabajo son las siguientes:

Entrada/Salida	EE	M
Flujo Molar	lb mol/hr	kg mol/hr
Flujo Másico	lbs/hr	kg/hr
Volumen de líquido	ft ³	m ³
Presión	psia	bars
Temperatura	°F	°C
Energía	Btu	kJoules
Potencia	hp	kW
Tiempo	hr	hr

Las opciones de unidades de trabajo para velocidades de flujo

son las siguientes:

Opción	EE	M
0	lb mol/hr	kg mol/hr
1	lb/hr	kg/hr
2	SCFH y $\frac{1}{2}$ mol	SCFH y $\frac{1}{2}$ mol
3	Actual ft ³ /hr y $\frac{1}{2}$ mol	Actual m ³ /hr y $\frac{1}{2}$ mol
4	GPM (60°F 1 atm) y $\frac{1}{2}$ mol	GPM (60°F 1 atm) y $\frac{1}{2}$ mol
5	Actual gal/hr y $\frac{1}{2}$ mol	Actual m ³ y $\frac{1}{2}$ mol
6	Barriles/día y $\frac{1}{2}$ mol	Barriles/día y $\frac{1}{2}$ mol
7	GPM y volumen líquido	GPM y volumen líquido
8	Gal/hr y volumen líquido	m ³ /hr y volumen líquido
9	Barriles/día y volumen líquido	Barriles/día y volumen líquido

4.2.2.- OPCION GRAFICA

En la entrada de datos por opción gráfica (dibujar el diagrama de flujo) y MicroCHESS automáticamente generará la hoja de Topología (hoja de cálculos). La pantalla desplegada proporcionará la información necesaria, con solo seleccionar ubicando el cursor con el ratón en la posición deseada y presionando el botón, y seguir las instrucciones indicadas. Los comandos disponibles en la opción gráfica y sus funciones son mostradas en la tabla siguiente.

Comandos	Función
1. EXIT	Salir de hoja de Topología.

2. RESTART	Borra todos los dibujos previos.
3. REDRAW	Dibuja el diagrama de flujo presente.
4. ZOOM IN	Agranda una porción de la pantalla.
5. ZOOM OUT	Aleja una porción de la pantalla.
6. PAN	Movimiento del diagrama de flujo.
7. PUT UNIT	Localiza el equipo sobre el diagrama.
8. PUT LABEL	Localiza etiqueta sobre el diagrama.
9. CONNECT UNIT	Conecta equipo con corrientes.
10. REDRAW STREAM	Dibuja una corriente específica
11. MOVE UNIT	Mueve de lugar un equipo.
12. MOVE STREAM	Mueve una corriente.
13. MOVE LABEL	Mueve una etiqueta.
14. DELETE UNIT	Borra una pieza de equipo.
15. DELETE STREAM	Borra una corriente.
16. CHANGE LABEL	Cambia una etiqueta existente.
17. EXCHANGE UNIT	Intercambia unidades.
18. INSERT UNIT	Inserta una pieza de equipo.
19. HARDCOPY	Envía el diagrama a una impresora.

4.2.3.- HOJA DE TRABAJO

Si se usa la opción de hoja de trabajo, simplemente escribir el nombre del módulo y su nombre de identificación e introducir los números de las corrientes. Positivo para las corrientes de entrada, negativos para las corrientes de salida.

4.2.4.- ESPECIFICACION DE NUMEROS DE IDENTIFICACION DE COMPONENTES

Los componentes químicos o especies químicas pueden ser:

- 1) Seleccionados de la lista de componentes estándares (Ver lista de componentes en el Apéndice)
- 2) Seleccionados de una base de datos
- 3) Correspondientes a pseudo-componentes proporcionando temperaturas de ebullición de fracciones de petróleo los

cuales son almacenados en la base de datos.

La clave del componente es un número entero entre:

- 1-206 - componentes estándares de MicroCHESS,
- 1001+ - componentes no estándares y pseudo-componentes

Los componentes definidos por usuarios tienen identificación de números más grandes que 1000. Cuando se escoge la opción de introducir un nuevo componente, DATABANK automáticamente da el número próximo deseado. La base de datos de componentes puros contiene datos de 206 componentes estándares almacenados en el archivo CHEMPX.DAT. Se puede usar DATABANK para inspeccionar o añadir componentes.

Las constantes físicas de componentes puros y parámetros necesarios para el paquete de propiedades físicas son:

1. NW = Peso Molecular
2. TC = Temperatura Crítica, °K
3. PC = Presión Crítica, atm
4. VC = Volumen Crítico, $\text{cm}^3/\text{gm-mol}$
5. OME = Factor acéntrico Pitzer-Curl
6. DEL = Parámetro de solubilidad Scatchard-Hildebrand (cal/cm^3)^{1/2}
7. C = Volumen Molar Líquido constante ($\text{cm}^3/\text{gm-mol}$)

El archivo CHEMPZ.DAT puede expandirse para incluir cualquier número de componentes limitados solamente por el espacio en disco. Cada propiedad de componente requiere cerca de 100 bytes. Seleccionando la opción 3 del menú de DATABANK podrá apuntarse al nombre del componente propiedades físicas y constantes. La opción 2 permite cambiar cualquiera de los valores. La opción 5 listará los nombres y números de referencia de todos los componentes en CHEMPZ.DAT, y permitirá borrar cualquier componente. DATABANK automáticamente asigna números de referencia para componentes no

estándares iniciando con 1001.

Los datos necesarios para especies puras no estándares son:

1. Nombre Referencial, 16 caracteres máximo
2. Peso Molecular
3. Temperatura Crítica, °K
4. Presión Crítica, atmósferas
5. Volumen Crítico, cm^3/gmol
6. Factor Acéntrico
7. Parámetro de Solubilidad $(\text{cal}/\text{cm}^3)^{1/2}$
8. Constante de Volumen Molar Líquido, C

Los datos requeridos para fracciones de petróleo son:

BPM: Punto de ebullición promedio, °F
BPL: Punto de ebullición molar promedio, °F
BPC: Punto de ebullición promedio cúbico, °F
API: Gravedad API
AMW: Peso Molecular

Los datos mínimos requeridos son: BPM, API, AMW

Los datos deseables son: BPM, BPL, API, AMW

Los datos alternativos requeridos son: BPL, BPC, API, AMW

Para fracciones de petróleo, todos los parámetros serán calculados de los datos basados en el método de Cavett.

4.2.5.- OPCIONES TERMODINAMICAS

Después de introducir los componentes involucrados es necesario proporcionar la opción termodinámica que genere propiedades termofísicas de las corrientes que sean requeridas. Existen 9 opciones termodinámicas básicas disponibles para estos cálculos. La descripción detallada de cada opción se encuentra en el siguiente capítulo.

4.2.6.- CONDICIONES DE CORRIENTE DE ENTRADA

Cada corriente de alimentación externa al proceso tiene que ser definida. El sistema acepta 100 corrientes numeradas del 1 al 100. Las corrientes pueden ser numeradas e introducidas en cualquier orden. La información sobre cada corriente de proceso es almacenado en un archivo de datos.

Solamente es necesario proporcionar condiciones de corriente como velocidad de flujo, presión y una de las siguientes tres propiedades: temperatura, fracción de vapor o entalpía. Si la temperatura y la presión son proporcionadas, la fracción de vapor y entalpía serán calculadas. Si la fracción de vapor y presión son proporcionados, la temperatura y entalpía serán calculados.

4.2.7.- PARAMETROS DE EQUIPO

Los parámetros de equipo pueden ser introducidos interactivamente, todas las entradas están con formato libre. Cuando se edita un archivo de datos previo, los parámetros de equipo son listados en la pantalla en forma de vector. Una descripción total de cada uno de los módulos se proporciona en otro capítulo.

4.3.- EJECUCION DEL PROBLEMA

Para la ejecución del problema introducir CHESSEX para comenzar, introducir el nombre del problema cuando se solicite. El programa leerá en el archivo y procede sin preguntar, si el archivo es correcto el programa despliega los resultados en el archivo original sin modificar la información original.

Se puede interrumpir CHESSEX mientras se procesa el archivo de datos. Esto es en dos caso:

- Después de que los cálculos de un proceso unitario ha sido hecho.

- Durante un cálculo de destilación por el método riguroso, cuando la pantalla muestra la suma de cuadrados de los cálculos, si se interrumpe en este punto se pueden visualizar las condiciones de corrientes de la columna. En base a esos valores se puede decidir si se continúa o no. En cualquier caso, usar la tecla F9 para interrumpir CHESSX.

4.4.- REPORTE DE RESULTADOS

Para reportar los resultados de la corriente usar REPORT, proporcionar el nombre del archivo y se desplegarán 5 opciones, listadas abajo:

- | | |
|--|--|
| 1. Comprensivo | Resumen de corrientes detallado con propiedades y resumen de equipo. |
| 2. No-comprensivo | Resumen de corrientes y equipo. |
| 3. Seleccionar Reporte | Aparece otro menú. |
| 4. Seleccionar archivo de datos nuevo. | Es posible introducir otro archivo |
| 5. Salir al DOS | |

Los datos es posible enviarlos a:

- 1 Impresora
- 2 Disco
- 3 Pantalla

Si se escoge la opción 3, es posible seleccionar del siguiente menú:

1. Resumen de corrientes
2. Resumen detallado de corrientes con propiedades
3. Resumen de equipo
4. Información de platos si es aplicable

CAPITULO 5.- OPCIONES TERMODINAMICAS

5.1.- DESCRIPCION

MicroCHESS genera propiedades termofísicas de mezcla de corriente de proceso. Hay nueve opciones de propiedades termodinámicas disponibles para estos cálculos. Esta sección explica la base general para el uso de cada opción como también muestra los cálculos para propiedades específicas que son hechas con las diferentes opciones.

5.2.- CARACTERISTICAS

La siguiente tabla proporciona una breve introducción de las nueve opciones.

1. Chao Seader: Grayson-Streed correlación Chao-Seader modificada, es usada para propiedades de fase líquida y la ecuación de estado Redlich/Kwong para propiedades de fase vapor. La opción de Chao-Seader también permite proveer valores propios de K y entalpías. La opción Chao-Seader es la opción que solamente provee esto.
2. Soave-Redlich-Kwong: La ecuación de estado modificada de Soave Redlich-Kwong con parámetros de interacción binaria disponibles para varios hidrocarburos y gases no-condensables es usada para ambas propiedades, fase gas y líquido.
3. APISRK: Modificaciones API de la ecuación de estado Soave-Redlich-Kwong con parámetros de interacción binaria disponible para varios hidrocarburos y gases no-condensables son usadas para propiedades fase gas y líquido.
4. UNIFAC: La correlación UNIFAC es usada para pronosticar coeficientes de actividad para fase líquida. La presión de vapor saturado es usada para referencia de fugacidad de líquidos puros.

5. Inmiscibilidad Agua/Hidrocarburo: los valores de K de agua en mezclas hidrocarburo agua-no-polar son calculados de la solubilidad de agua en hidrocarburos y la presión parcial del agua. La ecuación de Soave es usada para valores de K, entalpía, y entropía de hidrocarburos.

6. Wilson: Coeficientes de actividad en fase líquida son calculados con la ecuación de Wilson. La presión de vapor saturado fugacidades de referencia de líquidos puros. la ecuación de Soave es usada para coeficientes de fugacidad de mezcla, entalpía, y cálculos de entropía.

7. Solución Ideal: Los coeficientes de actividad son supuestos a un valor de 1. Si existe agua la tabla de vapor es usada para determinar entalpía y entropía vapor/agua. Otros cálculos son los mismos que en los modelos UNIFAC y Wilson.

8. Peng-Robinson (PR): La ecuación de estado Peng-Robinson con parámetros de interacción binaria disponible para varios hidrocarburos y gases no-condensables es usado para propiedades de fase gas y líquido.

9. NTRL: (Dos Líquidos no aleatorios) Coeficientes de actividad de líquidos pueden ser calculados usando la ecuación NTRL. Los dos parámetros son:

$$\theta_{ji} = (g_{ji} - g_{ij}) / R \text{ el valor preasignado es cero}$$

$$\alpha_{ji} (= \alpha_{ij}) \text{ el valor preasignado es uno}$$

θ_{ji} es una constante no aleatoria para interacción binaria ji y es usualmente una constante que depende de los tipos de componentes.
 α_{ji} es un término de interacción que debe estar en unidades de 'K.

$$\tau_{ji} = j_i / T$$

$$g_{ji} = \exp(-\alpha_{ji} \tau_{ji})$$

Pares sin especificar o datos omitidos de θ_{jji} y α_{jji} resultan en el componente que está siendo tratado como ideal en la fase

líquida o $\alpha_{ij} = 1$.

El paquete de propiedades termodinámicas estima la temperatura del punto de burbuja, la temperatura del punto de rocío, entalpía, densidad, valores de K, y entropía, para mezclas líquido y vapor. Los datos de estado para los cálculos de entalpía es cero grados de temperatura absoluta. Las correlaciones usadas en los cálculos de propiedades termofísicas son discutidas abajo.

Entalpía

$$H = \int_0^T C_p(\text{ideal})dT + DH_p + H_s$$
$$C_p(\text{ideal}) = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4 + fT^5$$

T = temperatura absoluta

DH_p = corrección de entalpía por presión

H_s = un dato arbitrario de 5000 Btu/lb mol es agregado para evitar entalpías negativas para la fase líquida.

El término de corrección por presión de entalpía (DH_p) es obtenido de:

1. Ecuación de estado de Redlich-Kwong con la fase apropiada (vapor o líquido) densidad usada por la opción de Chao-Seader.
2. La ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong con vapor o compresibilidad líquida usando la misma ecuación de estado para la opción SRK, opción UNIFAC, opción solubilidad en agua, opción Wilson y la opción solución ideal.
3. API modificación de la ecuación de estado Soave-Redlich-Kwong con vapor o compresibilidad líquida usando la misma ecuación de estado de la opción APISRK.
4. Ecuación de estado Peng-Robinson con vapor o compresibilidad líquida usando la misma ecuación de estado para la opción PR.
5. Las correlaciones de vapor son usadas para valores de entalpía

de agua para todas las opciones termodinámicas excepto Chao-Seader. Chao-Seader simplemente trata agua como otro componente.

Densidad

La densidad del líquido es calculada del método de estado correspondiente Yen-Woods para todos los modelos. La densidad del vapor es obtenida de:

1. Ecuación de estado Redlich-Kwong para opción Chao-Seader.
2. Ecuación de estado Soave-Redlich-Kwong para opción SRK, UNIFAC, inmiscibilidad agua-hidrocarburo, NTRL, y solución ideal.
3. API ecuación de estado modificada de Soave-Redlich-Kwong para la opción APISRK.
4. Ecuación de estado Peng-Robinson para opción PR.

Entropía

$$s = \int_0^T C_p/T(\text{ideal})dT + DSp$$

DSp = término de corrección de presión de entropía

El término de corrección de presión de entropía es obtenido de:

1. Ecuación de estado Redlich-Kwong con densidad de fase apropiada (vapor o líquido) usada en la opción Chao-Seader.
2. Ecuación de estado Soave-Redlich-Kwong con vapor o compresibilidad líquida obtenida de la ecuación misma de estado para las opciones, UNIFAC, inmiscibilidad agua-hidrocarburo, Wilson, NTRL, y solución ideal.
3. API ecuación de estado modificada de Soave-Redlich-Kwong con vapor o compresibilidad líquida obtenida de la misma ecuación de estado para la opción APISRK.

4. Ecuación de estado Peng-Robinson con vapor o compresibilidad líquida obtenida de la misma ecuación para la opción PR.

5. Correlaciones Tabla de Vapor.

Valores de K

Al equilibrio vapor-líquido, el valor de K es definido como:

$$K_i = y_i/x_i = \phi_{iV}^S/\phi_{iL}^S \quad (\text{Opción Chao-Seader})$$

$$= \phi_{iL}^S/\phi_{iV}^S \quad (\text{Opción SRK, APISRK y PR})$$

$$= \gamma_i p_i^S \phi_i^S \exp\{V_L^S (p - p_i^S)\} / (\phi_{iV}^S p) \quad (\text{Modelos UNIFAC, Wilson, NTRL, y solución ideal})$$

K_i = Valores de K

y_i = fracción mol de la fase vapor

x_i = fracción mol de la fase líquida

γ_i = coeficiente de actividad de la fase líquida

ϕ_{iL}^S = coeficiente de fugacidad de mezcla de la fase líquida

ϕ_{iV}^S = coeficientes de fugacidad de mezcla de fase vapor

ϕ_i^S = coeficientes de fugacidad de especies puras a p_i^S .

V_i^S = volumen de especies puras líquidas a p_i^S .

p_i^S = presión de vapor saturada a temperatura del sistema

p = presión del sistema

Las correlaciones usadas en la determinación de los valores de K son:

1. Opción Chao-Seader: Coeficientes de actividad de la fase líquida son obtenidos de la teoría de la solución regular de Scatchard y Hildebrand con la corrección Flory para ajuste a

volúmenes moleculares disimilares.

Fugacidades de especies puras en fase líquida son obtenidas de la opción de estado Grayson-Streed correspondiente. Coeficientes de fugacidad de mezcla fase vapor son basados sobre la ecuación de estado Redlich-Kwong con compresibilidad de vapor obtenida de la misma ecuación de estado.

2. Opción SRK: Los coeficientes de fugacidad de mezcla son obtenidos de la ecuación de estado Soave-Redlich-Kwong con la fase apropiada (vapor o líquido) compresibilidad obtenida de la misma ecuación de estado.

3. Opción APISRK: Los coeficientes de fugacidad de mezcla son de la modificación API de la ecuación de estado Soave-Redlich-Kwong con fase apropiada (vapor o líquido) compresibilidad obtenida de la misma ecuación de estado.

4. Opción UNIFAC: Los coeficientes de actividad en fase líquida son calculadas del método UNIFAC. Las fugacidades de especies puras en fase líquida son obtenidas de la presión de vapor saturada con la ecuación de Soave para corrección no ideal y el factor de Poynting para corrección de presión. Los coeficientes de fugacidad de mezcla fase vapor son calculados de la ecuación de estado de Soave.

5. Modelo Agua/hidrocarburo Inmiscible: Los valores de K para el agua en sistemas de hidrocarburo no-polar son calculados de la siguiente ecuación:

$$K_{\text{agua}} = P^{\circ}_{\text{agua}}/X_{\text{agua}}P$$

P = presión del sistema

P°_{agua} = presión parcial del agua en la fase vapor

X_{agua} = solubilidades de agua en hidrocarburos.

Las solubilidades del agua son pronosticadas de correlaciones desarrolladas de datos extensivos experimentales sobre sistemas agua/hidrocarburo. La opción SRK es usada para cálculos de valores de K para hidrocarburos.

6. Modelo Wilson: Los coeficientes de actividad en fase líquida son de la ecuación de Wilson. Los parámetros de Wilson, en cualquiera de las unidades de cal/g-mol es $\lambda_{ij} - \lambda_{ji}$ o Λ_{ij} y Λ_{ji} , son provistos por el usuario. Los cálculos de fugacidades de referencia de líquidos puros y coeficientes de fugacidad de gases son los mismos que en la opción de UNIFAC. Esta opción es diseñada para sistemas químicos no ideales.

7. Modelo Solución Ideal: Los coeficientes de actividad de la fase líquida son supuestos igual a 1. Otros cálculos son los mismos que en los modelos UNIFAC y Wilson. Esta opción puede ser usada para modelos de sistemas de baja presión los cuales no interactúan significativamente.

8. Modelo PR: Los coeficientes de fugacidad de mezcla son obtenidos de la ecuación de estado de Peng-Robinson con la fase apropiada (vapor o líquido) compresibilidad obtenida de la misma ecuación de estado.

La opción PR es el mejor método disponible para sistemas criogénicos.

REPORT calcula propiedades termofísicas para todas las corrientes en el diagrama de flujo y fluidos plato a plato en columnas. La siguiente tabla muestra las propiedades que CHESSX genera:

	Vapor	Líquido
Entalpía	X	X
Entropía	X	X
Factor de compresibilidad	X	X
Velocidad de flujo total	X	X
Factor de compresibilidad	X	X
Densidad	X	X
Viscosidad	X	X
Calor específico	X	X
Tensión Superficial	X	X
Gravedad Específica		X

SCFH	X	
GPM		X
Velocidad de flujo vol.	X	X
Velocidad de flujo de componente	X	X
Fracción mol de componente	X	X

Una descripción breve de las correlaciones seleccionadas para calcular estas propiedades se presenta a continuación:

Densidad: Densidad (factor de compresibilidad) para la fase vapor es calculada de la ecuación modificada Soave (SRK) Redlich-Kwong excepto para la opción termodinámica Chao-Seader la cual utiliza la ecuación de Redlich-Kwong y las opciones de Peng-Robinson la cual usa la ecuación de Peng-Robinson

Entalpía: Entalpías para ambas fases, vapor y líquido son calculadas de la ecuación SRK, excepto en las opciones Chao-Seader y Peng-Robinson donde las ecuaciones RK y PR son usadas, respectivamente.

Entropía: Las entropías son calculadas de la ecuación RK para la opción Chao-Seader y la ecuación PR para la opción Peng-Robinson. Para todas las opciones termodinámicas, SRK es usado.

Calor Específico: Calores específicos para vapor y líquido son calculados de la diferencia de entalpías con respecto a la temperatura. La correlación usada para el calor específico es la misma que la usada para el cálculo de entalpía.

Viscosidad: para viscosidad de gases a baja presión, la correlación basada en la teoría de Chapman y Enskog es empleada:

$$\eta = 26.69 (MT/\sigma^2 \rho v)$$

η = viscosidad, micropoises
 M = peso molecular
 T = temperatura, K
 σ = diámetro de esfera, Å
 Λv = colisión integral

Para viscosidad de líquidos, la siguiente ecuación con A y B evaluados de datos experimentales es usada:

$$\log \eta = A [1/T - 1/B]$$

T = temperatura, °K
 η = viscosidad, centipoise

La correlación Letsou-Stiel es adoptada como método de respaldo para componentes cuyos datos experimentales no son disponibles

Para una mezcla, la siguiente ecuación es aplicada para calcular viscosidades de mezclas de líquido de componentes puros.

$$\log \eta_m = \sum x_i \ln \eta_i$$

x_i = composición del componente i en la mezcla

Tensión superficial: La tensión superficial del líquido es estimada de la correlación propuesta por Hakim. Esta correlación puede ser aplicada a componentes polares y no polares. La siguiente ecuación es usada para calcular la tensión superficial de mezcla de los componentes puros:

$$\sigma_m^{1/4} = \rho_{Lm} \sum x_i \sigma_i^{1/4} / \rho_L$$

σ = tensión superficial, dinas/cm
 ρ_L = densidad del líquido, gmol/cm³

CAPITULO 6.- MODULOS DE EQUIPO

6.1.- DESCRIPCION

Este capítulo describe cada módulo de equipo y explica la información que se tiene que proporcionar. La descripción de los módulos se lista a continuación con una clave de cuatro letras de los módulos de equipo y su función brevemente detallada.

ABSR: Absorción por el método del factor de Edmister.

ADBF: Equilibrio flash de dos fases.

ADBF incluye las siguientes siete opciones:

- Isotérmico, dar T y P
- Adiabático, varía T
- Adiabático, varía P
- Dar fracción de vapor, varía T
- Dar fracción de vapor, varía P
- Dar fracción recuperable de un componente, varía T
- Dar fracción recuperable de un componente, varía P

COLM: Equilibrio multietapa por método riguroso, incluye:

- especificaciones del condensador y rehervidor
- alimentaciones múltiples y salidas
- caída de presión en etapa de equilibrio

Puede ser usado para absorción y destilación, absorbedores con rehervidor y fraccionadores.

DISC Destilación por Fenske-Underwood-Gilliland módulo de diseño, o Hengstebeck-McCabe-Thiele método equivalente binario.

En el modo de diseño, tres opciones están disponibles para la localización del plato de alimentación.

DIST: Separación de Componentes.

DVDR: Módulo divisor de corriente y componente. Divide una entrada dentro de dos a seis corrientes con flujo o control proporcional y separación de un componente arbitrario.

ENIM: Compresor o expansor Isoentrópico.

FHTR: Calentadores controlando temperatura de salida o adición de calor.

HEXR: Intercambiador de calor multipaso. El cambio de fase es permitido y una o dos corrientes pueden ser usadas.

MIXR: Mezcla rigurosa con equilibrio flash a la salida.

MMIX: Mezcla de corrientes.

PUMP: Bombeo de líquido o compresor politrópico multietapa de vapor.

REAC: Reactor estequiométrico sencillo con calor de reacción.

VALV: Válvula de control de presión.

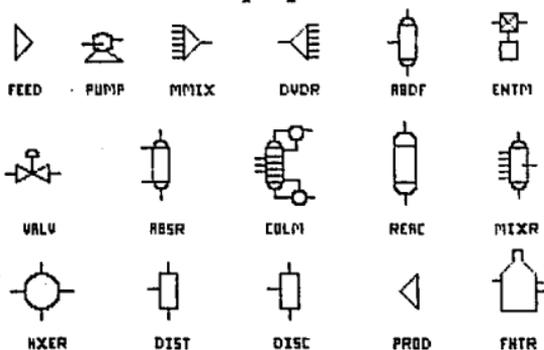
6.2.- REPRESENTACION

La representación de los módulos de equipo se muestra en el diagrama 1.

6.3.- CARACTERISTICAS

DIAGRAMA 1

Representacion de Modulos de Equipo.



ABSR Absorción por el método del factor de Edmister.

Esta rutina calcula la separación multicomponente en un sistema vapor-líquido de 2 o más etapas teóricas por el método de absorción de Edmister.

La temperatura de salida del gas (residuo rico en gas) se ajusta al punto de rocío (el cual está normalmente dentro de 10 F de la temperatura de la corriente de entrada), mientras la temperatura de la corriente rica en aceite es calculada por el balance de entalpía (modo - 0) o ajustada a su punto de burbuja (modo - 1), dependiendo de la especificación.

La temperatura de la corriente de salida de gas (domo) está normalmente dentro de 5°F a 10°F de la temperatura de la corriente de entrada de aceite, una diferencia de temperatura, DT - 10°F es usada como la temperatura inferior. Si la temperatura calculada del punto de rocío de la corriente de gas está fuera del límite, la temperatura del gas saliente será el promedio del punto de rocío y la temperatura límite. Sin embargo, hay una opción que permite expandir el límite de DT a más o menos 10°F.

Parámetros de Equipo

<Nodo no.>, <No. de etapas>, <DT>, <Modo>

No. de Nodo = número de equipo

No. de etapas = número de etapas de equilibrio.

DT = 0 o 10 como es descrito arriba.

Modo = 0 sale aceite (o solvente)
temperatura, calculada por
entalpía.

Modo = 1 sale aceite (o solvente)
temperatura, al punto de burbuja.

El módulo reporta la cantidad de calor absorbido, positivo o

negativo, como sea requerido por el balance de entalpía.

ADBF Equilibrio Flash de dos fases

ADBF es un subsistema-flash que permite cualquier modo adiabático y no-adiabático. El flasheo puede ser hecho especificando dos de las siguientes cinco variables. El resto es calculado con el resto de las composiciones de fase coexistentes:

- A) Temperatura de salida (isotérmico).
- B) Presión de salida.
- C) Fracción de vapor de salida.
- D) Función de calor (-0 , adiabático).
- E) Recuperación fraccional de una especie en el vapor.

Siete combinaciones son permitidas: (a,b), (a,c), (a,d), (a,e), (b,c), (b,d), o (b,e). Cuando las corrientes de salida se especifican, la primera es siempre vapor y la segunda es siempre líquido. Los límites de temperatura y presión en los cálculos son 100 a 500 °R y 0.01 a 300 psia, respectivamente sin embargo, se pueden cambiar temporalmente esos valores en la fase de entrada.

Descripción de Modos

Modo	Parámetros de Entrada	Descripción
1	ninguno	Flash isotérmico a temperatura y presión de entrada. No se reportan valores de K.
2	ninguno	Flash adiabático a presión y entalpía de entrada. No se reportan valores de K.
4	V/f, Pout	Encontrar temperatura de salida dando fracción de vapor y

5	Tout, Pout	presión de salida. Flash isotérmico a temperatura y presión dados.
6	Tout	Flash adiabático a temperatura y entalpía de entrada.
7	V/f, Tout	Determina presión de salida dando temperatura y fracción de vapor de salida.
8	Pout	Flash adiabático a presión de salida y entalpía de entrada.
9	vi/fi	Encuentra temperatura de salida la cual da especies deseadas (i) recuperadas en vapor. (La presión es igual a la presión de entrada).
10	vi/fi	Encuentra la presión de salida la cual da especies deseadas recuperadas en el vapor. La temperatura de salida es igual a la temperatura de entrada.

V/F = Fracción de vapor.

Pout = Presión de salida.

Tout = Temperatura de salida.

vi/fi = cantidad fraccional del componente i el cual reside en la fase vapor.

COLM - Equilibrio multietapa por el método riguroso.

COLM es una rutina versátil para modelar columnas de destilación, absorbedores y fraccionadores. Puede tener 200 platos por columna y trabajar hasta con 5 columnas en una hoja de trabajo, este módulo contiene un combinado total de siete corrientes de entrada y salida.

Por ejemplo, una columna puede tener cinco alimentaciones, un

sobrecalentador, y fondos, o una alimentación, un sobrecalentador, un fondo y cuatro corrientes laterales, el condensador puede ser parcial o total.

Las corrientes de entrada en la columna se deben introducir en orden desde el domo al fondo. La misma lógica aplica a corrientes laterales. Así, si la corriente No. 7 entra sobre la etapa 13 y la corriente No. 8 entra sobre etapa 6, se debe introducir la corriente No. 8 antes de la corriente No. 7. Cada plato puede tener solamente una alimentación. Se puede usar módulo MMIX para mezclar dos corrientes si se necesita alimentar en la misma etapa.

Cuando la corrida concluye, dos archivos son automáticamente escritos, un archivo de resultados y un archivo perfil. Se deberá especificar el nombre para esos archivos durante la fase de entrada (CHESSI o CHESSIQA). Esos dos nombres de archivos son almacenados en el archivo de datos del problema. Ambos archivos contienen información plato a plato, de temperaturas, presiones, eficiencias de plato y velocidades de flujo.

El archivo perfil es usado como un acuerdo inicial para la columna o como entrada para después de el primer ciclo o un problema de una recirculación. No hacer uso del archivo perfil si se desconoce el número de etapas o componentes en la columna. El programa CHESX espera del archivo perfil que tenga información correspondiente sobre cada una y todas las etapas. Se recomiendan las convenciones siguientes para nombrar los archivos.

- | | |
|------------------------------|----------|
| 1. El archivo perfil: | RUN1.PRF |
| 2. Resultados plato a plato: | RUN1.RES |

Las especificaciones para una columna involucran más información que cualquier otro módulo de equipo. En seguida se explican las características sobresalientes:

Número de Etapas de Equilibrio

Las etapas son numeradas de el domo de la columna hacia

abajo. Si un condensador está presente, es tratado como etapa 1.
Si un rehervidor está presente, es tratado como la etapa N.

Condensador

Se tienen tres alternativas:

- un condensador total,
- un condensador parcial,
- no hay condensadores,

Para una columna sin condensadores, especificar un condensador parcial con función cero. Las especificaciones del condensador incluyen:

Modo	Especificación
1	R/d, Relación de reflujo a destilado
2	Función del condensador, tiene que ser negativo o cero.
3	Temperatura del destilado (temperatura del condensador).
4	Velocidad del producto destilado total, en moles.
5	Velocidad de un componente en el destilado, en moles.
6	Fracción mol de un componente en el destilado (pureza).
7	Cantidad fraccional de un componente en la corriente de alimentación el cual es producto destilado.
8	Cantidad fraccional de corriente(s) lateral(es) en el destilado.
9	Flujo molar del destilado entre dos componentes.

La opción No. 7 es útil en problemas que contienen múltiples corrientes. Se puede especificar cualquier fracción de un

componente dado en el destilado. La Opción No. 8 es semejante a la No. 7 excepto lo que se refiere a la(s) alimentación(es) enteras de la columna.

Rehervidor

El rehervidor es tratado como los fondos, la etapa N. Las especificaciones del rehervidor tienen que incluir:

Modo	Especificación
1	V/B, reflujo a rehervidor.
2	Función del rehervidor, tiene que ser positivo o cero.
3	Temperatura de fondos (temp. del condensador).
4	Velocidad del producto de fondos, en moles.
5	Velocidad de un componente en fondos, en moles.
6	Fracción mol de un componente en fondos (pureza).
7	Recuperación fraccional de un componente en fondos.
8	Cantidad fraccional de corriente(s) lateral(es) en fondos.
9	Flujo molar de fondos entre dos componentes.

Se puede especificar la velocidad del destilado o el reflujo. Si no se proporcionan esos valores, el programa los estima. Si es posible se podría proporcionar estimados de la velocidad del destilado y velocidad del reflujo para decrecer el tiempo de corrida y evitar la posibilidad de una corrida no convergida. Una aproximación alternativa es especificar el componente clave ligero y pesado, y sus respectivas recuperaciones fraccionales en el destilado.

Opciones de Inicialización

La tabla siguiente lista las opciones de inicialización para

calcular la torre.

Opción	Descripción
0	Cálcula en base a la temperatura y reflujo de domo y fondo estimados.
1	Lee archivos perfil para calcular.
2	Perfil de temperatura.
3	Perfiles de temperatura y vapor.
4	Perfiles de temperatura, vapor y líquido.

Con las opciones 2, 3 y 4 se debe crear un archivo con datos de formato libre. El archivo se vería como el siguiente ejemplo.

1, 19, 120, 240

2, 29, 360, 240

50, 210, 400, 480

El primer campo es el número de etapa. El segundo es la temperatura (°C o °F). El tercer es la velocidad del vapor en kgmol/hr o lbmol/hr. El cuarto es la velocidad del líquido en kgmol/hr o lbmol/hr. Separar los valores con una coma.

Se puede especificar la temperatura del domo y fondos durante la entrada de datos. Estimados razonables de esas temperaturas aceleran la velocidad en la convergencia.

Es posible porcionar temperaturas estimadas sobre cualquier etapa. Simplemente con crear un archivo con formato libre. El archivo contiene una línea para cada etapa de temperatura estimada. Un archivo de estimación de temperatura tiene la forma siguiente:

1,-20

2,-3

3,60
6,220.5
19,260
20,270

El primer número de cada línea es el número de etapa seguido de la temperatura estimada ($^{\circ}\text{C}$ o $^{\circ}\text{F}$) . Se debe usar una coma para separar el número de etapa y la temperatura. Los puntos decimales en la temperatura son opcionales.

Para que CHESX sepa que se tiene archivo de temperaturas especificar un 2 para el parámetro de equipo de la línea 42. El archivo de temperatura será sobre escrito con el perfil del archivo en la conclusión de CHESX.

Especificaciones de Presión

Los datos de entrada incluyen presión del condensador (presión del destilado), caída de presión a través del condensador y caída de presión a través de la columna y rehervidor.

Especificación de Eficiencias de Platos

El valor preasignado para eficiencias es 1.0.

Número de Iteraciones.

El valor de preasignado para el número de iteraciones es 30. Este número determina el máximo número de iteraciones en la columna. Especificando un valor entre 30 y 39 avisa a CHESX calcular dH/dx rigurosamente, dH/dx es la entalpía derivada con respecto a la velocidad de flujo de un componente. El cálculo riguroso ayuda con problemas muy diferidos en sus puntos de ebullición a converger. Un valor más grande avisa a CHESX que calcule dH/dx y dk/dx rigurosamente, dk/dx es la derivada del valor de k con respecto a la velocidad de flujo del componente líquido. El cálculo riguroso de dk/dx es útil para sistemas

extremadamente no ideales. Se podría evitar el uso de un valor más grande o igual a 40 para hidrocarburos porque el cálculo de dk/dx aumenta el tiempo de corrida.

Parámetros de Equipo

Esta tabla lista los parámetros para una columna. La primer hilera (SS) muestra el número de línea que la hoja de trabajo da al parámetro. La segunda hilera (PN) muestra el número de parámetro. La tercer hilera (Parámetros) muestra la misma información que la hoja de trabajo despliega. La cuarta columna (R/NR) indica si el parámetro es requerido (R) o no requerido (NR). Si el parámetro tiene un valor preasignado, ese valor aparece en la quinta columna (default).

SS	PN	Parámetros	R/NR	Default
3	1	Número de equipo	R	
4	2	Número de etapas	R	
5	3	Alimentación 1, No. etapa	R ¹	
6	4	Alimentación 2, No. etapa	R ¹	
7	5	Alimentación 3, No. etapa	R ¹	
8	6	Alimentación 4, No. etapa	R ¹	
9	7	Alimentación 5, No. etapa	R ¹	
10	8	Tipo de condensador	R	
11	9	Grados del cond. subenfriado	R	
12	10	Modo del condensador	R	
13	11	Especificación de condensador	R	
14	12	Posición del componente	R ²	
15	13	Modo del rehervidor	R	
16	14	Especificación del rehervidor	R	
17	15	Posición del componente	R ²	
18	16	Corriente lateral 1 etapa	R ¹	
19	17	Corriente lateral 1 espec.	R ¹	
20	18	Corriente lateral 2 etapa	R ¹	

21	19	Corriente lateral 2 espec.	R ¹	
22	20	Corriente lateral 3 etapa	R ¹	
23	21	Corriente lateral 3 espec.	R ¹	
24	22	Corriente lateral 4 etapa	R ¹	
25	23	Corriente lateral 4 espec.	R ¹	
26	24	Delta P condensador	NR	0
27	25	Delta P cond./rehervidor	NR	0
28	27	Velocidad del destilado	NR	0
29	28	Velocidad del reflujo	NR	0
30	29	Temperatura del destilado	NR	0
31	30	Temperatura de fondos	NR	0
32	31	Temperatura sobre etapa 2	NR	0
33	32	Temperatura de etapa N-1	NR	1
34	33	Eficiencia en domo	NR	1
35	34	Eficiencia en fondo	NR	1
36	35	Presión del condensador	R	
37	36	Posición del comp. ligero	NR	0
38	37	Tolerancia de convergencia	NR	
39	38	Posición del comp. pesado	NR	0
40	39	Función del condensador	salida ³	
41	40	Función de rehervidor	salida ³	
42	41	Iteración	NR	30
43	42	Bandera de inicialización	NR	0
44	43	Fracción del comp. ligero	NR	0
45	44	Fracción del comp. pesado	NR	0
46	45	Bandera de perfil salvado	NR	1
47	46	Relación de cond. posición 1	4	
48	47	Relación de cond. posición 2	2	
49	48	Relación de reher. posición 1	5	
50	49	Relación de reher. posición 2	5	
51	50	Agua decantada de cond.	NR	
52	-	Nombre del archivo de reslt.	R	
53	-	Nombre del archivo perfil	R	

Notas

- 1.- Si el problema tiene estas corrientes, se debe proveer este valor.
- 2.- Usar la tecla de ayuda (F9)
- 3.- MicroCHESS calcula este valor.
- 4.- Requerido para el modo 9 del condensador.
- 5.- Requerido para el modo 9 del rehervidor.

DISC Destilación por Fenske-Underwood-Gilliland
o Hengstebeck-McCabe-Thiele.

DISC es un modelo multi-opción de destilación con capacidades de diseño. Cualquiera de las ecuaciones de Underwood-Gilliland o las correlaciones de Hengstebeck pueden ser usadas. La localización del plato de alimentación puede ser pronosticada por la ecuación de Fenske, la ecuación de Kirkbride, o el método de McCabe-Thiele.

La presión de la torre es ajustada a la presión de la corriente de alimentación. Solamente una alimentación es aceptada.

Parámetros de Equipo

La siguiente tabla lista las cuatro opciones de entrada para DISC. Las ecuaciones específicas usadas para el cálculo son discutidas más tarde en esta sección.

Opción	Descripción
1	Clasificación de Fenske-Underwood-Guilliland.
2	Diseño, el mismo que opción 1 con la localización de Fenske del plato de alimentación.
3	Diseño, el mismo que opción 1 con la localización de Kirkbride del plato de alimentación.
4	Diseño, Hengstebeck equivalente binario y McCabe-Thiele para etapas y localización del plato

de alimentación.

Los parámetros que tienen que introducirse son los siguientes:

En Modo de Clasificación (Modo 1)

<Nodo no.>, <Modo>, <LK>, <no usado>, <HK>, <FHK>, <c.o.>, <R>, <no usado>, <S>.

En Modo de Diseño (Modo 2-4)

<Nodo no.>, <Modo>, <LK>, <FLK>, <HK>, <FHK>, <op. cond.>, <no usado>, <R/RM>.

LK = posición del componente ligero en lista.

FLK = fracción del componente ligero en el destilado.

HK = posición del componente pesado en lista.

FHK = fracción del componente en el destilado.

R = relación de reflujo.

RM = relación de reflujo mínima.

S = número de etapas teóricas.

En el modo de diseño (opciones 2, 3 y 4) la ecuación Fenske es siempre usada para pronosticar las composiciones de fondos y sobrecalentador.

La opción 2 usa ecuaciones de Underwood y Gilliland para determinar el número de etapas y la relación de reflujo, la localización del plato de alimentación usa la ecuación de Fenske:

$$(u)_{LK} S_m' = \left(\frac{X_{LK}}{X_{LK}^D} \right) * \left(\frac{X_{LK}}{X_{LK}^F} \right)$$

$$\text{y plato de alimentación} = S * \frac{S_m'}{S_m}$$

LK = componente clave ligero
 HK = componente clave pesado
 D = destilado
 F = alimentación
 S = etapas totales (Sm = etapas mínimas)
 u = volatilidad relativa
 X = fracción mol

La opción 3 usa la ecuación de Kirkbridge para pronosticar la localización de alimentación óptima:

$$\ln\left(\frac{n}{m}\right) - 0.206 \ln \left[\left(\frac{B}{D}\right) \left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}}\right)^F \left(\frac{X_{LBK}}{X_{HKD}}\right)^2 \right]$$

n = número de etapas de equilibrio por encima de el plato de alimentación
 m = número de etapas de equilibrio abajo del plato de alimentación
 B = velocidad del producto de fondos.
 D = velocidad del producto destilado

La opción 4 usa la aproximación Hengstebeck equivalente binario para establecer una relación x-y, luego el método McCabe-Thiele calcula los requerimientos de etapa y reflujo, y la localización del plato de alimentación.

DIST Separación de Componentes.

DIST separa linealmente una corriente de entrada, componente por componente basado en el factor de distribución suministrado (Fi), entre un sobrecalentador (una corriente de salida) y fondos (dos corrientes de salida)

$$(\text{Sobrecalentador})_i = (\text{Entrada})_i (F_i)$$

$$(\text{Fondos})_i - (\text{Entrada})_i - (\text{Sobrecalentador})_i$$

$$i = \text{número de componente} - 1, 2, \dots, N \quad (N \leq 20)$$

Para modo 0 la temperatura y presión de entrada será directamente transferida a las corrientes de salida. La entalpia de la corriente será calculada para el sobrecalentador (como vapor) y los fondos (como líquido). Modos adicionales (modos 1, 2, y 3) permiten designar las salidas como mezclas de punto de rocío o punto de burbuja, a la presión de la corriente de entrada.

El modo 4 proporciona una separación de fase isotérmica con los valores de K.

$$(\text{Sobrecalentador})_i = \frac{(\text{Entrada})_i (V)}{1 - (1 - V) \left(1 - \frac{1}{K^i}\right)}$$

V = fracción de vapor calculada.

K_i = Valor de K para el componente i-ésimo suministrado.

Las condiciones de la corriente de salida serán las mismas que para modo 0.

Parámetros de Equipo

Las cinco opciones para DIST son:

Opción	Descripción
0	Separación isotérmica, suponiendo domo como vapor y fondo como líquido (No serán calculados los valores de K para este modo).
1	Domo a punto de rocío, fondo a punto de burbuja.
2	Ambas corrientes de salida son ajustadas al punto de rocío.
3	Ambas corrientes de salida son ajustadas al punto

de burbuja.

4 Flash isotérmico basado sobre los valores de K suministrados. Reemplazando F_1, \dots, F_9 con K_1, \dots, K_n .
<Nodo no.>, <Modo>, <no usado>, < F_1, \dots, F_n >

F_1, \dots, F_n = Fracción del componente $1, \dots, n$ en la corriente sobrecalentada (primer corriente de salida).

n = Número de componentes en el sistema.

La fracción del componente i en la corriente de los fondos es $1.0 - F_i$.

DVDR Módulo de Separación de Corriente y Componente.

DVDR tiene 14 modos (0-13). Con DVDR, es posible especificar una división fraccional, controlar un flujo dividido, arbitrariamente remover componentes, o alejar una cantidad específica o fracción de un componente. Las corrientes de salida de un separador son ajustadas a la misma presión y temperatura que las corrientes de entrada, sin embargo, un flash es ejecutado sobre las corrientes de salida para determinar la fracción de vapor y entalpía.

Los modos 1 a 10, 12 y 13 pueden solamente ser usados con dos corrientes de salida del separador. Los modos 0 y 11 pueden ser usados con seis corrientes de salida.

Modo 0

En el modo 0, la corriente de entrada es dividida dentro de un número específico de corrientes de salida, cada uno con un factor de distribución. El programa normaliza los factores que son introducidos. El formato general para los parámetros de equipo con modo 0 son:

<Nodo no.>, <F1>, <F2>, <F3>, <F4>, <F5>, <F6>, <0.>, <9 - 25 no son usados>

Modo 1

En el modo 1, un componente es completamente removido de la corriente de entrada del separador. El componente especificado será colocado en el segunda corriente de salida durante la fase de arreglo. Ambas corrientes de salida del separador estarán a la misma presión y temperatura que en la entrada.

Modos 2 a 10

En los modos 2 a 10, el número de componentes que corresponden al modo pueden ser completamente separados. El modo no deberá nunca ser más grande que un medio de el número de componentes en el sistema. Las fracciones de vapor y entalpías para ambas corrientes de salida serán re-calculadas.

En los modos 1 a 10 los parámetros de equipo están en el siguiente formato.

<Nodo no.>, <2-7 no son usados>, <modo>, <no usado>, <corriente no.>, <11-20 contienen números ID de componentes separados>, <21-25 no son usados>

Modo 11

En el modo 11, el flujo de todas las porciones de una de las corrientes de salida es especificado. La corriente de salida sin especificar contendrá el resto de la corriente de entrada. Cuando hay flujo insuficiente para satisfacer el producto especificado los flujos van a ser divididos entre las corrientes en el orden en el cual las corrientes de salida fueron especificadas durante la fase de arreglo. Los parámetros de equipo están en el formato siguiente.

<Nodo no.>, <R1>, <R2>, <R3>, <R4>, <R5>, <no usado>, <11.>, <9-25 no son usados>

R_n = velocidad de flujo de corriente de salida,
en lbmol/hr o kgmol/hr

Modo 12

En el modo 12, una cantidad que se especifique de un componente será removida. En cada corriente de salida la temperatura, presión, fracción de vapor y entalpía son determinados en la misma manera que en el modo 1. Los parámetros de equipo están en el formato siguiente.

<nodo no.>, < R_i >, <3-7 no son usados>, <12.>, <no usado,&br/><corriente no.>, <No. ID de componente>, <12-25 no son usados>

R_i = velocidad de flujo específica de un componente
en lbmol/hr o kgmol/hr

Modo 13

El modo 13 es semejante al modo 12 excepto que se puede especificar una fracción de un componente. Los parámetros de equipo son los siguientes.

<Nodo no.>, < F_i >, <3-7 no son usados>, <13.>, <no usado,&br/><corriente no.>, <No. ID de componente>, <12-25 no son usados>.

F_i = Fracción específica de un componente.

ENTM Módulo Compresor/Expansor.

ENTM realiza una expansión o compresión ..isoentrópica.. para una corriente de entrada fase-simple a una presión específica de salida. La corriente de salida es luego flasheada a la presión de salida con la eficiencia de máquina adiabática designada. El valor

preasignado de eficiencia adiabática es 80% . La corriente de entrada tiene que ser fase simple (vapor o líquido). La corriente de salida puede ser cualquiera, simple- o dos-fases.

Parámetros de Equipo

<Nodo no.>, <no usado>, <Poul>, <eficiencia fraccional adiabática>

NOTA: La potencia es positiva (+) para un compresor, y negativa (-) para un expansor.

FHTR Calentador a Fuego Directo.

FHTR calcula la cantidad de combustible de gas requerido para calentar una corriente a una temperatura de salida deseada. Si la función de calor excede el valor especificado del calentador, la temperatura de salida se reduce.

Las ecuaciones básicas son:

$$N \cdot H_{out} = N \cdot H_{in} + Q$$

$$T_{out} = T(H_{out}) \text{ (< } T_{out} \text{ especificada)}$$

H = entalpía

N = moles/hr

Q = flujo de calor (</- valor de función de calor)

T = temperatura

Parámetros de Equipo

<Nodo no.>, <valor de función de calor>, <caída de presión deseada>, <Tout>.

HXER Intercambiador de Calor Multi-modo

HXER es una rutina de modelado multi-opción de intercambio de calor. La simulación está basada sobre el coeficiente global de transferencia de calor el cual es proporcionado y el área de transferencia de calor.

HXER estima la diferencia de temperaturas promedio y calcula la función de calor.

En otra opción se especifica la temperatura de salida deseada. También tiene la opción para tener agua de enfriamiento u otros medios de enfriamiento a la temperatura de entrada, si se escoge la opción de especificar la temperatura de salida, el área de transferencia de calor será calculada, en base a los cálculos de la función de calor y la temperatura del agua de enfriamiento.

Si el acercamiento mínimo de la diferencia de temperaturas se especifica cuando se tienen dos corrientes, el área será calculada. Si la diferencia entre temperaturas de dos corrientes de entrada es menor que el acercamiento mínimo de diferencia de temperatura, ambas corriente son pasadas a través el intercambiador de calor sin cambio. El sistema preasignado para este acercamiento mínimo de diferencia de temperatura 20 °R a menos que se especifique otro valor.

Parámetros de Equipo

<Nodo no.>, <U>, <AR>, , <A>, <C>, <Modo>, <DT o T>, <DPl>, <DP2>, <Q>.

U = Coeficiente de transferencia de calor

Btu/(hr) (ft²) (°R) o kJ/(hr) (m²) (K)

AR = Area en la envolvente (ft²) o (m²)

B = Número de envolventes en serie

A = Número de pasos en envolvente

C = Número de pasos de tubos/envolvente

DT o T = Mínimo acercamiento de diferencia de temperatura, preasignado es 20 °R o 11.1 °K), o temperatura de

salida deseada.

DP1 = Caída de presión para primer corriente de entrada.

DP2 = Caída de presión para segunda corriente de entrada.

Q = Función de calor (kBtu/hr o MJ/HR)

Caso con dos corrientes de entrada:

Modo	Descripción
1	Intercambiador de calor simple, con geometría fija y un coeficiente de transferencia de calor dado (U). Este modo es un proceso iterativo de prueba y error, requiere mayor tiempo de corrida que otros modos.
2	En la corriente una temperatura permanece constante. Especificar un DT mínimo, y el área (AR) será calculada.
3	Especificar acercamiento mínimo de temperatura y el área será calculada. Se debe introducir el coeficiente de transferencia de calor.
9	Especificar la temperatura de salida de la primer corriente de entrada.
10	Igual que el modo 1, pero usar una técnica de convergencia Newton-Raphson.

Caso con una corriente de entrada:

4	Intercambiador de calor con agua de enfriamiento a 550-565,R (condensador).
5	Controlador de temperatura simple. La temperatura de salida será ajustada al valor deseado. Solamente la carga de calor será calculada.
6	Igual que el modo 4, excepto que la temperatura de salida de la corriente de proceso (T) se especifica. (Si T es menor que 550°R, usar el modo 5. El área será calculada.

- 7 Introducir la temperatura de entrada del agua de enfriamiento deseada. (La temperatura de salida del agua de enfriamiento se encuentra en T. Si no se especifica, 15°R serán usados.)
- 8 Especificar la carga de calor en kBtu/hr o MJ/hr. La temperatura de salida es calculada.

MIXR Mezclador con Flash Adiabático

MIXR mezcla 6 corrientes de entrada para producir una o dos corrientes de salida. La presión de la corriente de salida más baja que la corriente de entrada cuyo flujo total molar es más grande que de 10^{-5} . La presión más baja permitida es 0.01 psia o 0.6882×10^{-3} bars. Un cálculo de flash adiabático es realizado en la corriente de salida. Si dos corrientes se especifican, la primer corriente de salida es vapor y la segunda es líquido. MIXR no tiene parámetros de equipo excepto número de nodo. Si se requiere un ajuste de presión, agregar un módulo de flash adiabático después del mezclado.

MMIX Módulo de Mezcla Simple

MMIX mezcla 6 corrientes de entrada para producir una corriente de salida. Ningún flash es realizado en la corriente de salida.

MMIX es más rápido que MIXR. Además es útil especialmente cuando la temperatura y fracción de vapor de la corriente de salida que entra a otra unidad no es importante. MMIX no tiene parámetros de equipo excepto número de nodo.

PUMP Bomba de Líquidos o Compresor Politrópico

PUMP calcula el trabajo necesario para bombear un líquido o comprimir un gas a una presión deseada. En caso de que la presión deseada exceda la capacidad de trabajo de la máquina, una presión

confiable para esa limitación de trabajo se determina. Un estado de enfriamiento perfecto se asume para la compresión de gas, y la corriente de salida es isotérmicamente flashada para determinar su fracción de vapor.

Para la compresión de gas, el trabajo por etapa (w) es:

$$w = \frac{M_z R T_k}{(k-1)^1} * \left[\frac{(PR)^{k-1/k} - 1}{k-1/k} \right]$$

M = velocidad del flujo total, mol/hr.

z = factor de compresibilidad.

R = constante universal de los gases.

T = temperatura de gas de entrada.

k = relación del calor específico, Cp/Cv.

PR = relación de presión por etapa.

Trabajo total = W = N*w Btu/hr o kJ/hr

Agua de enfriamiento = (W-DH)/124.95 gals/hr

o (W-DH)/34.869 Dm³/hr

N = número de etapas

DH = cambio de entalpia del gas, Btu/hr o kJ/hr

Bombeo de Líquido

Para el bombeo de líquido el trabajo total (W) es:

$$\text{Trabajo total} = W = M * V * DP / d$$

M = velocidad de flujo molar

V = volumen molar

DP = incremento de presión

d = equivalente mecánico de calor

Parámetros de Equipo

<nodo no.>, <N>, <W>, <P>, <D>, <H>

N = número de etapas del compresor (vapor entrada solamente)
W = Capacidad de trabajo de la máquina, kBtu/hr o MJ/hr
P = Presión de salida deseada, psia o bars
D = El poder motriz tiene tres opciones.

- + poder motriz es vapor y D es la entalpía del vapor que entra;
- 0 poder motriz es electricidad;
- poder motriz es gas combustible

H = Entalpía del vapor que sale (poder motriz), Btu/lb o kJ/kg

REAC Módulo de Reactor Estequiométrico

REAC calcula el resultado de la distribución de producto, dando un juego de números estequiométricos (positivo para productos, negativo para reactivos) y la conversión fraccional de un componente clave. Si cualquier cantidad de reactivos llega a ser negativo en el proceso, la conversión se reduce conformemente, así que el producto del reactivo limitante tiende a cero.

Este módulo acepta la entrada opcional de calor de reacción al estado normal (T=25 °C) solamente en (Kcal/gmol del componente clave). Un componente clave se sobrentiende que va a ser un reactivo. La corriente de salida se flashea a la presión de entrada y la entalpía de salida.

Parámetros de Equipo

<Nodo no.>, <C>, <K>, <DHR>, <F1,..,FN>

C = conversión fraccional del componente clave, K.
K = posición del componente clave en lista.

DHR = calor de reacción normal, Kcal/gmol del componente clave, DHR es negativo para reacciones exotérmicas, positivo para endotérmicas.

F1,...,FN = juego consistente de números estequiométricos; para productos positivo, negativo para reactivos, y cero para inertes.

N = número total de componentes.

VALV Válvula de Control de Presión

VALV calcula la temperatura y la fracción de vapor de la corriente de salida a la entalpía de la corriente de entrada y la presión de la corriente de salida especificada. Si la presión de la corriente de entrada es menor que la presión de la corriente de salida, entonces la presión de la corriente de salida es igual a la presión de la corriente de entrada.

Dos corrientes de salida se pueden especificar para separar la mezcla. El vapor siempre será la primer salida.

Parámetros de Equipo

<Nodo no.>, <P>.

Si P es positivo P = caída de presión, psia o bars

Si P es negativo P = caída de presión a través de la válvula, psia o bars.

CAPITULO 7.- PROCESO QUIMICO

La Planta Fraccionadora de Gasolina Natural de Minatitlán, Ver. fue diseñada para el procesamiento de 70,000 BPD en dos trenes de operación continua. No obstante, en la actualidad unicamente se están procesando 40,000 BPD, por lo que algunos de los equipos se encuentran fuera de operación.

Por otro lado, existen dos corrientes de pentanos, la principal de 24,480 BPD proveniente del Complejo Petroquímico de La Cangrejera; y una secundaria de 4,400 BPD generada dentro de la misma Refinería, las cuales se considera conveniente fraccionar para obtener una corriente rica en isopentano (de alto índice de octano) que se enviará a mezcla de gasolinas; otra corriente rica en n-pentano que se tratará para su conversión en la Planta de Isomerización de la misma Refinería para aumentar su octanaje; y una corriente de hexanos.

En base a lo anterior se hará la adaptación de la Planta Fraccionadora con objeto de aprovechar al máximo los equipos disponibles para el fraccionamiento tanto de la Gasolina Natural como de las corrientes de Pentanos.

La Planta será adaptada para seguir con el procesamiento de Gasolina Natural considerando la carga actual de licuables procedentes de Pajaritos, La Venta y Cd. Pemex y adicionalmente utilizar los equipos sobrantes para el fraccionamiento de las corrientes de pentanos efluentes del Complejo Petroquímico de La Cangrejera y de la misma Refinería de Minatitlán.

Para lograr esto se podrán hacer las modificaciones necesarias en los servicios de las torres así como de sus equipos periféricos, dependiendo de los resultados que se obtengan en

cuanto a pureza de productos y capacidad máxima de procesamiento.

CARACTERISTICAS

La Planta Fraccionadora de hidrocarburos de Minatitlán, Ver., es una adecuación de la Planta de Fraccionamiento de Gasolina Natural de la misma Refinería.

El objetivo de la planta es la separación de los componentes que forman las cargas (Gasolina Natural y mezcla de Pentanos) mediante un sistema de Destilación Fraccionada.

La Planta consta de dos secciones: Sección de Fraccionamiento de Gasolina Natural y Sección de Fraccionamiento de Pentanos la cual no será contemplada en este trabajo.

La Sección de Fraccionamiento de Gasolina Natural tiene como objetivo principal el fraccionamiento de la corriente de Gasolina Natural para obtener etano y propano, propano, gas L.P. de baja presión, isobutano, n-butano, pentanos y nafta. Así mismo, a esta sección se alimenta también la corriente de pentanos provenientes de la misma Refinería, en la cual se eliminan los butanos que trae consigo.

La corriente líquida de Gasolina Natural proveniente de las esferas de almacenamiento a 29.6 kg/cm^2 man. y 20°C se divide en dos corrientes iguales, cada una de las cuales es precalentada hasta 83°C al intercambiar calor con el producto de fondos de la Torre Despropanizadora en el Calentador Carga/Fondos de Torre DA-101A o DA-101B (EA-113A-B o EA-114A-B), para de aquí pasar a la Torre Despropanizadora (DA-101A o DA-101B).

En estas torres se lleva a cabo la separación del etano y propano presentes en la corriente de alimentación los cuales se

obtienen como producto de domos, mientras que por los fondos se obtiene el butano y más pesados. Las torres operan al 21.1 Kg/cm² man y 59 °C en los domos. Cada una de las torres tiene dos calentadores a fuego directo como rehervidores (BA-101A-B y BA-102A-B), tres condensadores (EA-101A-C y EA-102A-C), sus Acumuladores de Reflujo (FA-101A y FA-101B) y sus respectivas Bombas para el transporte de materiales (GA-101/R, GA-102/R, GA-103/R, GA-104/R, GA-105/R y GA-106/R).

Los productos de domos de ambas torres a 28.5 kg/cm² man y 56 °C se unen y se envían como carga a la Torre Desetanizadora (DA-103). En esta se separan el etano y el propano, obteniéndose por los domos una corriente de gas combustible constituida por una mezcla de etano y propano que sale a L.B. a 24.6 kg/cm² man y 51 C, y por los fondos una corriente de propano de alta pureza, la cual también se manda a L.B. a 24.6 kg/cm² man y 43 °C previo enfriamiento con agua en los Enfriadores de Propano (EA-115A-B y EA-116). Esta Torre opera a 27.1 kg/cm² man y 59 °C en los domos, y cuenta con un cambiador de calor de tubos y coraza como Rehervidor (EA-126) el cual utiliza vapor de baja presión como medio de calentamiento, un Condensador (EA-104), un Tanque de Balance de Reflujo (FA-104) y una Bomba para manejo del Reflujo (GA-108/R).

Las corrientes de fondos de las Torres Despropanizadoras (DA-101A y DA-101B) se enfrían independientemente desde 144 °C hasta 45 °C al intercambiar calor con la carga a la planta, tal como se había mencionado anteriormente, en los Cambiadores Carga/Fondos de Torre DA-101A o DA-101B (EA-113A-B o EA-114A-B) y posteriormente se unen para enviarse como cargas a las Torres Desbutanizadoras. Una fracción de esta corriente se desvía para mezclarse con la carga de pentanos de Minatitlán y se lleva a la Torre Desbutanizadora (DA-102) previo calentamiento con vapor hasta 110 °C en el Calentador de Carga a Torre Desbutanizadora DA-102 (EA-131). La otra parte de la corriente se alimenta

directamente a la Torre Desbutanizadora (DA-105).

Ambas torres tienen la finalidad de remover los butanos del resto de los compuestos, obteniéndose como producto de domos una mezcla de butanos y por los fondos los compuestos pesados presentes en la carga. La Torre DA-102 opera a 8.2 kg/cm^2 man y 75°C en los domos, mientras que la DA-105 lo hace a 8.2 kg/cm^2 man y 73°C . Los equipos periféricos para la Torre DA-102 son: un Rehervidor de tubos y coraza con vapor como medio de calentamiento (EA-125), un Condensador (EA-103), un Tanque de Balance para el Reflujo (FA-103) y la Bomba de Reflujo (GA-107/R), los equipos periféricos de la Torre DA-105 son: un Calentador a Fuego Directo como Rehervidor (BA-104), el Condensador (EA-106A-B), el Acumulador de Reflujo (FA-106) y las Bombas de Fondos y Reflujo (GA-112/R y GA-111/R, respectivamente).

El destilado líquido de la Torre DA-102 se mezcla con una fracción del destilado de la Torre DA-105, enviándose al enfriador de gas L.P. (EA-132) y posteriormente fuera L.B. como, gas L.P. producto a 7.7 kg/cm^2 man. y 43°C .

La otra fracción del destilado líquido de la Torre DA-105 se manda como alimentación a la Torre Desisobutanizadora (DA-106) con objeto de separar los dos isómeros de butano. La Torre que opera a 6.6 kg/cm^2 man. y 55°C en los domos, cuenta con un cambiador de calor tipo "Kettle" como Rehervidor (EA-127), usando vapor como medio de calentamiento; un Condensador (EA-107A-B); un Tanque de Balance (FA-107) y una Bomba de Reflujo (GA-114/R). El isobutano, producto de domos en esta separación es enviado como producto terminado fuera de L.B. previo enfriamiento con agua en el Enfriador en Isobutano (EA-117) para entregarlo a 9.5 kg/cm^2 man. y 43°C ; mientras que la corriente de fondos (n-butano de alta pureza), se pasa al Enfriador de n-butano (EA-120), y de aquí a L.B., para entregarlo a 5.3 kg/cm^2 man. y 43°C .

Por otro lado, las corrientes de fondos de ambas Torres Desbutanizadoras (DA-102 y DA-105) sufren una expansión súbita (flash) y posteriormente se unen para llevarse al Tanque de Balance de Carga a Torre DA-108 (FA-114) en donde se separa la fracción vaporizada por la expansión súbita del líquido remanente. Ambas corrientes efluentes de este Tanque (líquido y vapor) se alimenta a la Torre Despentanizadora (DA-108), aunque en diferentes platos para facilitar la separación.

En esta Torre se efectúa la separación de los pentanos de la nafta. La torre opera a 1.8 kg/cm^2 man. y 65°C en los domos y cuenta además con un Calentador a Fuego Directo como Rehervidor (BA-105), un Condensador (EA-109A-B), una Acumulador de Reflujo (FA-109) y las Bombas de Fondos y Reflujo (GA-118/R y GA-117/R, respectivamente). Los pentanos, el producto ligero obtenido como destilado líquido, se envía directamente como carga a la Sección de Fraccionamiento de Pentanos de esta misma planta, mientras que la nafta, el producto pesado obtenido por los fondos, se envía mediante la Bomba de Nafta Producto (GA-126/R) al Enfriador de Nafta (EA-133) y finalmente fuera de L.B. a almacenamiento a 4.1 kg/cm^2 man. 43°C .

CAPITULO 8.- SIMULACION DEL PROCESO

8.1.- EJEMPLO DE APLICACION

Para el ejemplo de aplicación se simuló el proceso de la Planta Fraccionadora de Gasolina Natural Minatitlán, Ver. cuyas características se listaron en el capítulo anterior.

8.2.- DESARROLLO

La simulación consta de tres fases: La primera es la recopilación de los datos requeridos, la segunda es la entrada de los mismos y una tercera que es la corrida para obtener los resultados.

Los datos necesarios para realizar la simulación, son los siguientes:

EQUIPO	CLAVE	MODULO	DATOS REQUERIDOS
Intercambiador	EA01	HXER	U=50, DTMIN=45.1 DP1=27, DP2=30
Válvula de exp.	VAL1	VALV	P2=346.7
Despropanizadora	DA01	DISC	XL=.95519, XP=.00144 R=5013.54 lb-mol/hr, NE=42.62 etapas
Válvula	VAL2	VALV	P2=180.7
Mezcla	MIX1	MMIX	
División	DIV1	DVDR	F1=170.543 lb-mol/hr F2=2671.86 lb-mol/hr
Mezcla	MIX3	MMIX	
Intercambiador	EA02	HXER	T2=230 F, DP1=10
Desbutanizadora	DA02	DISC	XL=.75088, XP=.04779 R=742.81 lb-mol/hr,

Bomba de carga	GA02	PUMP	NE=22.27 etapas P2=170.7
Expansión	EXP1	ADBF	P2=55.7, V/F=.36
Desbutanizadora	DA05	DISC	XL=.6767, XP=.02273 R=1442.82 lb-mol/hr, NE=32.82 etapas F1=301.472 lb-mol/hr F2=1018.14 lb-mol/hr
División	DIV2	DVDR	
Mezcla	MIX5	MMIX	
Intercambiador	EA04	HXER	T2=110 F, DP1=10
Expansión	EXP2	ADBF	P2=55.7, V/F=.36
Mezcla	MIX4	MMIX	
Desisobutanizadora	DA06	DISC	XL=.8934, XP=.10363 R=3713.42 lb-mol/hr, NE=46.9 etapas T2=110 F, DP1=24.3
Intercambiador psia	EA05	HXER	
Intercambiador	EA06	HXER	T2=110 F, DP1=28.5
Flash	FA01	ADBF	V/F=.390432, P2=55.7
Despentanizadora	DA08	COLM	R/d=1.903, d=964.636 NE=26 etapas, Tf=243.31, Td=148.56 Pcond=42.9
Bomba de nafta	GA04	PUMP	P2=93.4
Intercambiador	EA07	HXER	T2=110, DP1=20

Nota: Las presiones y caídas de presión son dadas en psia.
Las temperaturas en °F.

Los datos anteriores, son las datos mínimos necesarios para la simulación, se configuraron de acuerdo a los módulos de cálculo y modos internos en particular para cada módulo.

En el módulo de entrada de MicroCHESS, CHESSI, fueron introducidos los datos llenando una hoja de flujo, el orden de los

equipos no es el mismo en el cálculo, MicroCHESS los ordena de una manera lógica.

Los componentes que se manejaron en las dos alimentaciones son los siguientes:

COMPONENTE	CLAVE	ALIMENTACION 1 (lb-mol/hr)	ALIMENTACION 2 (lb-mol/hr)
Etano	3	65.884	0.0
Propano	4	1454.94	0.0
i-Butano	5	237.489	3.732
n-Butano	6	572.256	67.145
i-Pentano	7	144.036	165.666
n-Pentano	8	171.042	166.804
1-Hexeno	35	61.041	96.6
n-Hexano	10	77.129	48.432
CTE 06	1001	47.957	0.0
CTE 07	1002	21.554	0.0
CTE 08	1003	18.155	0.0
CTE 09	1004	15.958	0.0
CTE 10	1005	13.895	0.0
CTE 11	1006	11.318	0.0
CTE 12	1007	9.425	0.0
CTE 13	1008	6.732	0.0
CTE 14	1009	5.439	0.0
CTE 15	1010	9.412	0.0

Los cortes (CTE) listados no son componentes que MicroCHESS maneje, estos fueron introducidos por el programa DATABANK para agregarlos al banco de datos de MicroCHESS, los datos requeridos fueron: Temperatura de Ebullición Promedio (TBP) y el peso molecular, para cada uno de los componentes. El programa DATABANK pregunta el modo de entrada de datos y se selecciona el número mínimo de datos de acuerdo a lo siguiente:

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

CORTE	TBP (°F)	°API	Peso Molecular
CTE 06	187.5	62.4	96
CTE 07	212.5	60.0	106
CTE 08	238.0	58.1	108
CTE 09	263.0	55.5	116
CTE 10	287.0	53.3	124
CTE 11	312.5	51.2	134
CTE 12	337.5	49.5	142
CTE 13	362.5	48.5	151.5
CTE 14	387.5	45.8	160
CTE 15	425.0	43.3	177.5

El peso molecular de los componentes se determinó con la temperatura de ebullición promedio y los grados API del NOMOGRAMA DE CODIGO API.

Con la configuración de los módulos y sus datos respectivos se llevó a cabo la simulación, algunos módulos fué necesario correrlos independientemente para después integrarlos a la simulación total, esto se debió al equipo y sus requerimientos.

8.3.- RESULTADOS

Los resultados obtenidos fueron guardados en archivos e impresos de acuerdo al formato que proporciona MicroCHESS y se muestran a continuación.

MicroCHESS: Chemical Engineering Simulation System
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

PLANTA FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS MINATITLAN, VERACRUZ.

* PROCESS VECTORS *

..... Number	EQUIPMENT		STREAM NUMBERS			
	Internal	External				
1	HXER	EA01	1	19	-10	-20
2	VALV	VAL1	10	-11	0	0
3	DISC	DA01	11	-13	-19	0
4	VALV	VAL2	20	-23	0	0
5	MMIX	MIX1	23	24	-21	0
6	DVDR	DIV1	21	-31	-32	0
7	MMIX	MIX3	2	31	-41	0
8	HXER	EA02	41	-42	0	0
9	DISC	DA02	42	-44	-50	0
10	PUMP	GA02	44	-46	0	0
11	ADBF	EXP1	50	-62	0	0
12	DISC	DA05	32	-36	-40	0
13	DVDR	DIV2	36	-51	-53	0
14	MMIX	MIX5	46	51	-52	0
15	HXER	EA04	52	-5	0	0
16	ADBF	EXP2	40	-61	0	0
17	MMIX	MIX4	61	62	-63	0
18	DISC	DA06	53	-57	-60	0
19	HXCF	EA05	57	-6	0	0
20	HXER	EA06	60	-7	0	0

* STREAM CONNECTIONS *

Stream	Equipment	
	From	To
1	0	1
2	0	7
5	15	0
6	19	0
7	20	0
10	1	2
11	2	3
13	3	0
19	3	1
20	1	4
21	5	6
23	4	5
24	0	5
31	6	7
32	6	12
36	12	13
40	12	16
41	7	8
42	8	9
44	9	10
46	10	14

50	9	11
51	13	14
52	14	15
53	13	16
57	18	19
60	18	20
61	16	17
62	11	17
63	17	0

* OTHER SYSTEM VARIABLES *

Number of components: 16

Component numbers used: 3, 4, 5, 6, 7, 8, 35, 10,
1001, 1002, 1003, 1004, 1005, 1006, 1007, 1008,
1009, 1010.

Thermo. option: Peng-Robinson

Recycle calculations are converged.

Recycle equipment list (KE2): 1, 2, 3,

Convergence tolerances.	Error
Flowrates:	.00100000
Vapor fraction:	.00100000
Temperature:	.00100000
Pressure:	.00100000
Enthalpy:	.00100000
Flash calcs:	.00005000

Max. loops in recycle calc.:	30
in flash calcs:	75

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
COADE - A Division of International Thomson Inc.

***GENERAL FLASH UNITS ***

Equipment no.	11	16
External name	EXP1	EXP2
Mode	4.0	4.0
Parameter # 1	.3602	.3662
Parameter # 2	55.7000	55.7000
Heat duty, KBTU	-651.58	-2270.29
K-value # 1	15.641	18.947
K-value # 2	6.6072	8.3682
K-value # 3	3.2230	4.4046
K-value # 4	2.6211	3.5705
K-value # 5	1.5328	2.0807
K-value # 6	1.2223	1.6895
K-value # 7	.55582	.85164
K-value # 8	.47203	.73761
K-value # 9	.29662	.47097
K-value # 10	.20195	.32976
K-value # 11	.13429	.22602
K-value # 12	.89048E-01	.15427
K-value # 13	.59249E-01	.10566
K-value # 14	.37902E-01	.69794E-01
K-value # 15	.24102E-01	.45891E-01
K-value # 16	.15041E-01	.29719E-01
K-value # 17	.94135E-02	.19201E-01
K-value # 18	.45021E-02	.97059E-02

*** P.C. VALVES ***

Equipment no.	2	4
External name	VAL1	VAL2
Outlet pressure, psia	346.700	180.700

EXCHANGER/CONDENSERS

Equipment no.	1	8	15	19
External name	EA01	EA02	EA04	EA05
Heat transfer coeff.	50.0000	50.0000	50.0000	50.0000
Area	3500.37	.00	.00	.00
Number of shells	.0	.0	.0	.0
Shell passes	.0	.0	.0	.0
Tube passes	.0	.0	.0	.0
Mode	3.0	5.0	5.0	5.0
Min. delta T or T-out.	45.10	230.00	110.00	110.00
Delta P, stream 1	27.0000	10.0000	10.0000	24.3000
Delta P, stream 2	30.0000	.0000	.0000	.0000
Q, stream 1 KBTU/hr	12926.30	4790.08	-2020.28	-909.13
Water usage, gal/hr	.00	38336.00	16168.70	7275.97
Corrected delta T	73.86	73.86	73.86	73.86
Equipment no.	20			
External name	EA06			
Heat transfer coeff.	50.0000			
Area	.00			
Number of shells	.0			

Shell passes	.0
Tube passes	.0
Mode	5.0
Min. delta T or T-out	110.00
Delta P, stream 1	28.5000
Delta P, stream 2	.0000
Q, stream 1 KBTU/hr	-2159.67
Water usage, gal/hr	17284.30
Corrected delta T	73.86

.....

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.

COADE - A Division of International Thomson Inc.

***PUMPS/COMPRESSORS ***

Equipment no.	10
External name	GA02
Compressor stages	.0
Work capacity, KBTU/hr	.00
Outlet pressure, psia	170.700
Power type:	.0
(+) steam	
(0) electricity	
(-) fuel gas	
H, steam out BTU/ Lb	.000
Fuel usage, KSCF/hr	.0000
Water usage, gal/hr	-.01
Steam usage, kLbs/hr	.000
Kilowatt usage	.000

***SHORT DISTILLATINS ***

Equipment no.	3	9	12	18
External name	DA01	DA02	DA05	DA06
Option	1.0	1.0	1.0	1.0
Light key (position)	2.0	4.0	4.0	3.0
Fraction light key	.955190	.750880	.676700	.893400
Heavy key (position)	3.0	5.0	5.0	4.0
Fraction heavy key	.001440	.047790	.022730	.103630
Condenser	.0000	.0000	.0000	.0000
Reflux ratio, R	5013.5400	742.8100	1442.8200	3713.4200
R/Rmin	2236.5100	177.4400	803.1460	343.0200
Number of stages	42.7	22.4	32.9	46.9
Minimum # of stages	42.62	22.27	32.82	46.77
Feed stage	18.9	11.2	13.3	18.9
Condenser duty KBTU/hr	.3513120E+08	947165.0	.1522910E+08	9118640.
Reboiler duty KBTU/hr	.3513770E+08	948287.0	.1524670E+08	9118660.

*** SIMPLE MIXERS ***

Equipment no.	5	7	14	17
External name	MIX1	MIX3	MIX5	MIX4

MicroCRESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
COADE - A Division of International Thomson Inc.

```

--sem no. 1
All Liquid
Temperature deg F . . . . . 88.000000
Pressure psia . . . . . 435.700000
Enthalpy BBTU/hr . . . . . 13692.200000
Entropy BBTU/hr#F . . . . . -2.581825
Avg. mol. wt. . . . . 55.575730
Total flow lb/hr . . . . . 166531.500000
      lbmol/hr . . . . . 2743.600000

Z factor . . . . . 13.715
Density lb/ft3 . . . . . 26.068340
Viscosity centipoise . . . . . 1.6609+
Specific heat BTU/lb#F . . . . . 1.555371
Surface tension dyne/cm. . . . . 10.947070
S. G. (60/60) . . . . . 1.580141
GPM (50 deg F @ 1 atm) . . . . . 573.344200
Vol. flowrate gal/hr . . . . . 34542.430000

      Liquid
      mole
      fraction
      liquid
      flowrate
      lbmol/hr
Ethane .022382 85.6840
Propane .494263 1454.9400
n-Butane .080677 237.4860
n-Butane .194403 572.2580
1-Pentane .048931 144.0360
n-Pentane .058105 171.0420
1-Hexene .020736 61.0410
n-Hexane .026202 77.1250
CTE_06 .015293 47.7570
CTE_07 .007322 21.5540
CTE_08 .006167 18.1500
CTE_09 .005421 13.9580
CTE_10 .004720 13.8950
CTE_11 .003845 11.3180
CTE_12 .003202 9.4250
CTE_13 .003287 6.7320
CTE_14 .001848 5.4390
CTE_15 .003197 9.4120

```

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 2

All Liquid

Temperature deg F.	68.000030
Pressure psia.	180.700000
Enthalpy KBTU/hr	1688.670000
Entropy KBTU/hr*R.	-0.227438
Ave. mol. wt.	73.687540
Total flow lb/hr.	40408.700000
lbmol/hr	548.375000

Z factor059975
Density lb/ft3	39.212060
Viscosity centipoise226805
Specific heat BTU/lb*R523155
Surface tension dyne/cm.	15.967820
S. G. (60/60)630478
GPM (60 deg F & 1 atm)	127.995000
Vol. flowrate gal/hr	7708.780000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.000000	.0000
i-Butane	.006806	3.7320
n-Butane	.122443	67.1450
i-Pentane	.302101	165.6660
n-Pentane	.304176	166.8040
1-Hexene	.176156	96.6000
n-Hexane	.088318	48.4320
CTE_06	.000000	.0000
CTE_07	.000000	.0000
CTE_08	.000000	.0000
CTE_09	.000000	.0000
CTE_10	.000000	.0000
CTE_11	.000000	.0000
CTE_12	.000000	.0000
CTE_13	.000000	.0000
CTE_14	.000000	.0000
CTE_15	.000000	.0000

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 5		ALL Liquid
Temperature deg F.		110.000000
Pressure psia.		160.700000
Enthalpy KBTU/hr.		3526.110000
Entropy KBTU/hr*F.		1358674
Ave. mol. wt.		58.353110
Total flow lb/hr.		39643.590000
lbmol/hr.		675.373000
Z factor044004
Density lb/ft3		34.862860
Viscosity centipoise151107
Specific heat BTU/lb*F.614233
Surface tension dyne/cm.		9.531633
S. G. (60/60)572698
GPM (60 deg F @ 1 atm)		136.244700
Vol. flowrate gal/hr.		8506.300000
	Liquid	Liquid
	mole	flowrate
	fraction	lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.001236	.8397
i-Butane	.262367	173.2450
n-Butane	.718532	486.1550
i-Pentane	.015637	10.7589
n-Pentane	.002025	1.3756
1-Hexene	.000000	.0000
n-Hexane	.000000	.0000
CTE_06	.000000	.0000
CTE_07	.000000	.0000
CTE_08	.000000	.0000
CTE_09	.000000	.0000
CTE_10	.000000	.0000
CTE_11	.000000	.0000
CTE_12	.000000	.0000
CTE_13	.000000	.0000
CTE_14	.000000	.0000
CTE_15	.000000	.0000

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 6

	All Liquid
Temperature deg F.	110.000000
Pressure psia.	156.400000
Enthalpy KBTU/hr	1954.440000
Entropy KBTU/hr#R.042362
Ave. mol. wt.	58.065280
Total flow lb/hr.	21445.130000
lbmol/hr	369.328000

Z factor043600
Density lb/ft3	34.075300
Viscosity centipoise	1.50775
Specific heat BTU/lb#R615991
Surface tension dynes/cm.	6.444571
S. G. (60/60)560004
GPM (60 deg F & 1 atm)	76.473440
Vol. flowrate gal/hr	4707.818000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.003905	1.4423
i-Butane	.793132	292.9260
n-Butane	.202960	74.9589
i-Pentane	.000000	.0000
n-Pentane	.000000	.0000
1-Hexene	.000000	.0000
n-Hexane	.000000	.0000
CTE_06	.000000	.0000
CTE_07	.000000	.0000
CTE_08	.000000	.0000
CTE_09	.000000	.0000
CTE_10	.000000	.0000
CTE_11	.000000	.0000
CTE_12	.000000	.0000
CTE_13	.000000	.0000
CTE_14	.000000	.0000
CTE_15	.000000	.0000

MicroCHESS REPORT
(C) Copyright, COADE, 1995. All Rights Reserved.
COADE - A Division of International Thomson Inc.

Simulation No. 7

	All Liquid
Temperature deg F	110.000000
Pressure psia	152.200000
Enthalpy KBTU/hr	3398.220000
Entropy KBTU/hr#R321818
Ave. mol. wt.	58.212860
Total flow lb/hr	38396.500000
lbmol/hr	659.582000
Z factor041194
Density lb/ft3	35.186050
Viscosity centipoise151691
Specific heat BTU/lb#R616202
Surface tension dyne/cm.	10.043700
S. G. (60/60)577915
GPM (60 deg F & 1 atm)	132.687200
Vol. flowrate gal/hr	8162.892000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.000000	.0000
i-Butane	.010383	5.8483
n-Butane	.982998	648.3740
i-Pentane	.006275	4.1366
n-Pentane	.000345	.2275
1-Hexene	.000000	.0000
n-Hexane	.000000	.0000
CTE_06	.000000	.0000
CTE_07	.000000	.0000
CTE_08	.000000	.0000
CTE_09	.000000	.0000
CTE_10	.000000	.0000
CTE_11	.000000	.0000
CTE_12	.000000	.0000
CTE_13	.000000	.0000
CTE_14	.000000	.0000
CTE_15	.000000	.0000

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, CDADE, 1985. All Rights Reserved.
CDADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 10

	All Liquid
Temperature deg F.	185.863000
Pressure psia.	408.700000
Enthalpy KBTU/hr	26618.400000
Entropy KBTU/hr* R	19.488790
Ave. mol. wt.	56.579730
Total flow lb/hr.	166551.500000
lbmol/hr	2943.660000

Z factor098157
Density lb/ft ³	34.011500
Viscosity centipoise109991
Specific heat BTU/lb* R744034
Surface tension dyne/cm.	2.975561
S. G. (60/60)580142
GPM (60 deg F & 1 atm)	573.344200
Vol. flowrate gal/hr	36631.390000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.022362	65.8840
Propane	.454262	1454.9400
i-Butane	.080677	237.4860
n-Butane	.194403	572.2560
i-Pentane	.048931	144.0360
n-Pentane	.058105	171.0420
1-Hexene	.020736	61.0410
n-Hexane	.026202	77.1290
CTE_06	.016292	47.9570
CTE_07	.007322	21.5540
CTE_08	.006167	18.1550
CTE_09	.005421	15.9580
CTE_10	.004720	13.8950
CTE_11	.003845	11.3180
CTE_12	.003202	9.4250
CTE_13	.002287	6.7320
CTE_14	.001648	5.4390
CTE_15	.003197	9.4120

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 11

	All Liquid
Temperature deg F.	185.473000
Pressure psia.	346.700000
Enthalpy KBTU/hr	26618.400000
Entropy KBTU/hr*R.	19.587890
Ave. mol. wt.	56.575730
Total flow lb/hr.	166551.500000
lbmol/hr	2943.660000

Z factor083301
Density lb/ft3	34.017920
Viscosity centipoise110101
Specific heat BTU/lb*R752440
Surface tension dyne/cm.	3.003251
S. G. (60/60)580142
GPM (60 deg F & 1 atm)	573.344200
Vol. flowrate gal/hr	36624.480000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.022382	65.8840
Propane	.494262	1454.9400
i-Butane	.080677	237.4860
n-Butane	.194403	572.2560
i-Pentane	.048931	144.0360
n-Pentane	.058105	171.0420
i-Hexane	.020736	61.0410
n-Hexane	.026202	77.1290
CTE_06	.016292	47.9570
CTE_07	.007322	21.5540
CTE_08	.006167	18.1550
CTE_09	.005421	15.9580
CTE_10	.004720	13.8950
CTE_11	.003845	11.3180
CTE_12	.003202	9.4250
CTE_13	.002287	6.7320
CTE_14	.001848	5.4390
CTE_15	.003197	9.4120

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 13

	All Liquid
Temperature deg F	143.314000
Pressure psia	346.700000
Enthalpy KBTU/hr	10213.600000
Entropy KBTU/hr#R	-488674
Ave. mol. wt.	43.489460
Total flow lb/hr	66106.150000
lbmol/hr	1520.050000

Z factor074180
Density lb/ft ³	31.415580
Viscosity centipoise097347
Specific heat BTU/lb#R944844
Surface tension dyne/cm	2.471637
S. G. (60/60)526842
GPM (60; deg F & 1 atm)	250.589400
Vol. flowrate gal/hr	15740.820000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.043343	65.8840
Propane	.956416	1453.8000
i-Butane	.000225	.3420
n-Butane	.000017	.0253
i-Pentane	.000000	.0000
n-Pentane	.000000	.0000
1-Hexene	.000000	.0000
n-Hexane	.000000	.0000
CTE_06	.000000	.0000
CTE_07	.000000	.0000
CTE_08	.000000	.0000
CTE_09	.000000	.0000
CTE_10	.000000	.0000
CTE_11	.000000	.0000
CTE_12	.000000	.0000
CTE_13	.000000	.0000
CTE_14	.000000	.0000
CTE_15	.000000	.0000

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Ac case no. 17

All Liquid

Temperature deg F	298.683000
Pressure psia	346.700000
Enthalpy KBTU/hr	2.934.700000
Entropy KBTU/hr#R	29.231140
Ave. mol. wt.	70.556790
Total flow lb/hr	100445.400000
lbmol/hr	1423.610000

Z Factor	.084316
Density lb/ft3	34.827190
Viscosity centipoise	.103404
Specific heat BTU/lb#R	.854574
Surface tension dyne/cm	.894750
S. G. (60/60)	.621525
GPM @ 60 deg F & 1 atm	322.754800
Vol. flowrate gal/hr	21574.560000

Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
----------------------	--------------------------

Ethane	.003000	.0000
Propane	.000601	1.1410
i-Butane	.166579	237.1440
n-Butane	.401958	572.2310
i-Pentane	.101177	144.0360
n-Pentane	.120147	171.0420
1-Hexene	.042678	61.0410
n-Hexane	.054176	77.1290
CTE_06	.033687	47.9570
CTE_07	.015140	21.5540
CTE_08	.012753	18.1550
CTE_09	.011210	15.9580
CTE_10	.009760	13.8950
CTE_11	.007950	11.3130
CTE_12	.006620	9.4250
CTE_13	.004729	6.7320
CTE_14	.003821	5.4390
CTE_15	.006011	9.4120

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 20

All Liquid

Temperature deg F	113.100000
Pressure psia	316.700000
Enthalpy KBTU/hr	10008.500000
Entropy KBTU/hr*R	9.845467
Ave. mol. wt.	70.556790
Total flow lb/hr	100445.400000
lbmol/hr	1423.610000

Z factor096085
Density lb/ft3	37.840030
Viscosity centipoise177528
Specific heat BTU/lb*R607295
Surface tension dyne/cm	11.904590
S. G. (60/60)621525
GPM (60 deg F & 1 atm)	322.754800
Vol. flowrate gal/hr	19856.790000

Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
----------------------------	--------------------------------

Ethane	.000000	.0000
Propane	.000801	1.1410
i-Butane	.166579	237.1440
n-Butane	.401958	572.2310
i-Pentane	.101177	144.0360
n-Pentane	.120147	171.0420
1-Hexene	.042878	61.0410
n-Hexane	.054178	77.1290
CTE_06	.033687	47.9570
CTE_07	.015140	21.5540
CTE_08	.012753	18.1550
CTE_09	.011210	15.9580
CTE_10	.009760	13.8950
CTE_11	.007950	11.3180
CTE_12	.006620	9.4250
CTE_13	.004729	6.7320
CTE_14	.003821	5.4390
CTE_15	.006611	9.4120

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream 21

	All Liquid
Temperature deg F	113.505000
Pressure psia	180.700000
Enthalpy KBTU/hr	19992.100000
Entropy KBTU/hr#R	15.671570
Ave. mol. wt.	70.556790
Total flow lb/hr	200890.700000
lbmol/hr	2847.220000

Z factor051809
Density lb/ft3	37.836450
Viscosity centipoise177395
Specific heat BTU/lb#R610083
Surface tension dyne/cm	11.892320
S. G. (60/60)621525
GPM (60 deg F & 1 atm)	645.509500
Vol. flowrate gal/hr	39717.330000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.000801	2.2820
i-Butane	.166579	474.2650
n-Butane	.401957	1144.4600
i-Pentane	.101177	286.0720
n-Pentane	.120147	342.0840
1-Hexene	.042878	122.0820
n-Hexane	.054178	154.2560
CTE_06	.033687	95.9140
CTE_07	.015140	43.1080
CTE_08	.012753	36.3100
CTE_09	.011210	31.9160
CTE_10	.009760	27.7900
CTE_11	.007950	22.6360
CTE_12	.006620	18.6500
CTE_13	.004729	13.4640
CTE_14	.003821	10.7360
CTE_15	.006611	18.8240

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 23

All Liquid

Temperature deg F	113.506000
Pressure psia	180.700000
Enthalpy KBTU/hr	10008.500000
Entropy KBTU/hr* R	9.957658
Ave. mol. wt.	70.556790
Total flow lb/hr.	100445.400000
lbmol/hr	1423.610000

Z factor054795
Density lb/ft ³	57.832870
Viscosity centipoise177263
Specific heat BTU/lb* R610083
Surface tension dyne/cm.	11.879670
S. G. (60/60)621525
GPM (60 deg F & 1 atm)	322.754800
Vol. flowrate gal/hr	19860.550000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.000801	1.1410
i-Butane	.166579	237.1440
n-Butane	.401958	572.2310
i-Pentane	.101177	144.0360
n-Pentane	.120147	171.0420
1-Hexene	.042878	61.0410
n-Hexane	.054178	77.1290
CTE_06	.033687	47.9570
CTE_07	.015140	21.5540
CTE_08	.012753	18.1550
CTE_09	.011210	15.9580
CTE_10	.009760	13.8950
CTE_11	.007750	11.3180
CTE_12	.006620	9.4250
CTE_13	.004729	6.7320
CTE_14	.003821	5.4280
CTE_15	.006611	9.4120

MICROCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 24

	All Liquid
Temperature deg F	113.100000
Pressure psia	180.700000
Enthalpy KBTU/hr	9587.600000
Entropy KBTU/hr#R	8.914420
Ave. mol. wt.	70.55790
Total flow lb/hr	100444.600000
lbmol/hr	1423.600000

Z factor054823
Density lb/ft3	57.840030
Viscosity centipoise177526
Specific heat BTU/lb#F609689
Surface tension dyne/cm	11.904950
S. G. (60/60)621325
GPM (60 deg F & 1 atm)	322.752500
Vol. Flowrate gal/hr	19858.650000

	Liquid mole fraction	Liquid Flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.00000
Propane	.000801	1.1410
i-Butane	.166580	237.1440
n-Butane	.401961	573.2310
i-Pentane	.101177	144.0350
n-Pentane	.120148	171.0420
i-Hexene	.042878	61.0410
n-Hexane	.054179	77.1290
CTE_06	.033687	47.9570
CTE_07	.015140	21.5540
CTE_08	.012753	18.1550
CTE_09	.011210	15.9580
CTE_10	.009760	13.8950
CTE_11	.007950	11.3180
CTE_12	.006621	9.4250
CTE_13	.004729	6.7320
CTE_14	.003821	5.4390
CTE_15	.006611	9.4120

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 31

All Liquid

Temperature deg F.	113.303000
Pressure psia.	180.700000
Enthalpy KBTU/hr.	1197.500000
Entropy KBTU/hr#R.	1.190306
Ave. mol. wt.	70.556810
Total flow lb/hr.	12033.110000
lbmol/hr	170.545000

Z factor054809
Density lb/ft3	37.8364e0
Viscosity centipoise177395
Specific heat BTU/lb#R609360
Surface tension dyne/cm. . .	11.892320
S. G. (60/60)621525
GPM (60 deg F & 1 atm) . . .	38.665230
Vol. flowrate gal/hr	2379.020000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.000801	.1367
i-Butane	.166579	28.4093
n-Butane	.401958	68.5519
i-Pentane	.101177	17.2552
n-Pentane	.120147	20.4704
1-Hexene	.042878	7.3126
n-Hexane	.054178	9.2399
CTE_06	.033687	5.7451
CTE_07	.015140	2.5821
CTE_08	.012753	2.1749
CTE_09	.011210	1.9117
CTE_10	.005760	1.6646
CTE_11	.007950	1.3559
CTE_12	.006620	1.1291
CTE_13	.004729	.8065
CTE_14	.003821	.651e
CTE_15	.006611	1.1275

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 32

	All Liquid
Temperature deg F	113.303000
Pressure psia	180.700000
Enthalpy KBTU/hr	18794.600000
Entropy KBTU/hr* ^o R	16.661650
Ave. mol. wt.	70.556800
Total Flow lb/hr	188857.300000
lbmol/hr	2676.670000

Z factor054309
Density lb/ft ³	37.836450
Viscosity centipoise177395
Specific heat BTU/lb* ^o R609773
Surface tension dyne/cm	11.892320
S. G. (60/60)621925
GPM (60 deg F & 1 atm)	606.843100
Vol. Flowrate gal/hr	37358.250000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.00000
Propane	.000601	2.1453
i-Butane	.166560	443.6790
n-Butane	.401958	1075.9100
i-Pentane	.120177	270.8170
n-Pentane	.120147	321.5940
1-Hexene	.041876	114.7650
n-Hexane	.054179	145.0180
CTE_06	.005687	90.1689
CTE_07	.015110	40.5259
CTE_08	.012753	34.1351
CTE_09	.011210	30.0043
CTE_10	.009760	26.1254
CTE_11	.007750	21.2801
CTE_12	.006621	17.7209
CTE_13	.004729	12.6575
CTE_14	.003821	10.2264
CTE_15	.006611	17.6945

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright. COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 36

	All Liquid	
Temperature deg F.	186.074000	
Pressure psia.	180.700000	
Enthalpy KBTU/hr	12497.800000	
Entropy KBTU/hr*R.	7.976990	
Ave. mol. wt.	58.159850	
Total flow lb/hr.	89007.260000	
lbmol/hr	1530.390000	
Z factor045263	
Density lb/ft3	33.509180	
Viscosity centipoise119378	
Specific heat BTU/lb*R741962	
Surface tension dyne/cm.	4.869037	
S. G. (60/60)571365	
GPM (60 deg F & 1 atm)	311.109000	
Vol. flowrate gal/hr	19869.740000	
	Liquid	Liquid
	mole	flowrate
	fraction	lbmol/hr
Ethane000000	.0000
Propane001402	2.1453
i-Butane291350	445.6790
n-Butane703004	1075.6700
i-Pentane004022	6.1557
n-Pentane000221	.3384
1-Hexene000000	.0000
n-Hexane000000	.0000
CTE_06000000	.0000
CTE_07000000	.0000
CTE_08000000	.0000
CTE_09000000	.0000
CTE_10000000	.0000
CTE_11000000	.0000
CTE_12000000	.0000
CTE_13000000	.0000
CTE_14000000	.0000
CTE_15000000	.0000

MICROCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 LOADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream No. 40

All Liquid

Temperature deg F.	313.403000
Pressure psia.	130.700000
Enthalpy KBTU/hr	23894.200000
Entropy KBTU/hr* ²	37.654340
Ave. mol. wt.	87.107790
Total flow lb/hr.	99850.790000
lbmol/hr.	1146.290000

Z factor050139
Density lb/ft ³	37.845740
Viscosity centipoise116503
Specific heat BTU/lb* ²724281
Surface tension dyne/cm.	4.535506
S. G. (60/60)674292
BPM (60 deg F & 1 atm)	295.736700
Vol. flowrate gal/hr	19736.270000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
ethane	.000000	.0000
Propane	.000000	.0000
i-Butane	.000000	.0001
n-Butane	.000035	.0400
i-Pentane	.230885	264.6610
n-Pentane	.290256	321.2550
1-Hexene	.100122	114.7690
n-Hexane	.126511	145.0180
CTE_06	.078662	90.1689
CTE_07	.035334	40.5259
CTE_08	.029779	34.1351
CTE_09	.026175	30.0043
CTE_10	.022791	26.1254
CTE_11	.018564	21.2801
CTE_12	.015459	17.7209
CTE_13	.011042	12.6575
CTE_14	.008921	10.2264
CTE_15	.015438	17.6965

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 41

	All Liquid
Temperature deg F.	78.746980
Pressure psia.	180.700000
Enthalpy KBTU/hr	2885.170000
Entropy KBTU/hr* R940145
Ave. mol. wt.	72.944880
Total flow lb/hr.	52441.820000
lbmol/hr	718.924000

Z factor058673
Density lb/ft ³	38.886030
Viscosity centipoise212207
Specific heat BTU/lb* R543269
Surface tension dyne/cm.	15.006760
S. G. (60/60)628401
GPM (60 deg F & 1 atm)	166.664300
Vol. flowrate gal/hr	10088.230000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.000190	.1367
i-Butane	.044708	32.1413
n-Butane	.189750	135.3970
i-Pentane	.254437	182.9210
n-Pentane	.260520	187.2940
1-Hexene	.144540	103.9130
n-Hexane	.080220	57.6719
CTE_06	.007991	5.7451
CTE_07	.003592	2.5821
CTE_08	.003025	2.1749
CTE_09	.002659	1.9117
CTE_10	.002315	1.6646
CTE_11	.001886	1.3559
CTE_12	.001571	1.1291
CTE_13	.001122	.8065
CTE_14	.000906	.6516
CTE_15	.001568	1.1275

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 42

	All Liquid
Temperature deg F	230.000000
Pressure psia	170.700000
Enthalpy kBTU/hr	7676.250000
Entropy kBTU/hr#R	8.788227
Ave. mol. wt.	72.944880
Total flow lb/hr	32441.620000
lbmol/hr	718.924000
Z Factor046329
Density lb/ft3	36.319180
Viscosity centipoise122228
Specific heat BTU/lb#R685712
Surface tension dyne/cm	6.060973
S. G. (60/60)628401
GFH (60 deg F & 1 atm)	166.664300
Vol. flowrate gal/hr	10801.210000
	Liquid mole fraction
Ethane	.000000
Propane	.000190
n-Butane	.044708
n-Pentane	.188750
n-Hexane	.254437
n-Heptane	.260520
n-Octane	.144540
n-Nonane	.080220
CTE_05	.007991
CTE_07	.003592
CTE_08	.003025
CTE_09	.002659
CTE_10	.002312
CTE_11	.001854
CTE_12	.001571
CTE_13	.001122
CTE_14	.000906
CTE_15	.001568
	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.0000
Propane	.1367
n-Butane	32.1413
n-Pentane	135.6970
n-Hexane	187.9210
n-Heptane	187.2940
n-Octane	103.9130
n-Nonane	57.6719
CTE_05	5.7451
CTE_07	2.5821
CTE_08	2.1745
CTE_09	1.9117
CTE_10	1.6646
CTE_11	1.3559
CTE_12	1.1291
CTE_13	.8065
CTE_14	.6516
CTE_15	1.1275

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 44

All Liquid	
Temperature deg F.	186.673000
Pressure psia.	170.700000
Enthalpy KBTU/hr	1451.150000
Entropy KBTU/hr*R.960503
Ave. mol. wt.	58.898170
Total flow lb/hr.	10478.040000
lbmol/hr	177.501000

Z factor042875
Density lb/ft3	33.811710
Viscosity centipoise120141
Specific heat BTU/lb*R.731052
Surface tension dyne/cm.	5.184003
S. G. (60/60)576440
GPM (60 deg F & 1 atm)	36.301760
Vol. flowrate gal/hr	2318.161000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.000768	.1367
i-Butane	.180667	32.1408
n-Butane	.762317	135.6170
i-Pentane	.049139	8.7418
n-Pentane	.007109	1.2647
1-Hexene	.000000	.0000
n-Hexane	.000000	.0000
CTE_06	.000000	.0000
CTE_07	.000000	.0000
CTE_08	.000000	.0000
CTE_09	.000000	.0000
CTE_10	.000000	.0000
CTE_11	.000000	.0000
CTE_12	.000000	.0000
CTE_13	.000000	.0000
CTE_14	.000000	.0000
CTE_15	.000000	.0000

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
COADE - A Division of International Thomson Inc.

Job no. 46

	All Liquid
Temperature deg F	186.673000
Pressure psia	170.700000
Enthalpy MBTU/hr	1451.150000
Entropy MBTU/hr ^o R760503
Ave. mol. wt.	58.898170
Total flow lb/hr	10478.040000
lbmol/hr	177.901000

Z factor042875
Density lb/ft ³	33.811710
Viscosity centipoise120141
Specific heat BTU/lb ^o R731052
Surface tension dyne/cm	5.184003
S. G. (60/60)578440
GPM (60 deg F @ 1 atm)	36.301760
Vol. flowrate gal/hr	2318.161000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.000768	.1367
i-Butane	.180667	32.1405
n-Butane	.762317	135.6170
i-Pentane	.049139	8.7418
n-Pentane	.007109	1.2647
i-Hexane	.000000	.0000
n-Hexane	.000000	.0000
CTE_06	.000000	.0000
CTE_07	.000000	.0000
CTE_08	.000000	.0000
CTE_09	.000000	.0000
CTE_10	.000000	.0000
CTE_11	.000000	.0000
CTE_12	.000000	.0000
CTE_13	.000000	.0000
CTE_14	.000000	.0000
CTE_15	.000000	.0000

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 50

		All Liquid
Temperature deg F.		279.130000
Pressure psia.		170.700000
Enthalpy KBTU/hr.		7347.010000
Entropy KBTU/hr*R.		9.372511
Ave. mol. wt.		77.563770
Total flow lb/hr.		41965.780000
lbmol/hr.		541.023000
Z factor		.045823
Density lb/ft3		36.448560
Viscosity centipoise		.110946
Specific heat BTU/lb*R.		.734205
Surface tension dyne/cm.		4.816049
S. G. (60/60)		.642870
GPM (60 deg F & 1 atm)		130.362500
Vol. flowrate gal/hr.		8612.413000
	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.000000	.0000
i-Butane	.000001	.0005
n-Butane	.000147	.0795
i-Pentane	.321944	174.1750
n-Pentane	.343849	186.0300
1-Hexene	.192068	103.9130
n-Hexane	.106598	57.6719
CTE_06	.010619	5.7451
CTE_07	.004773	2.5821
CTE_08	.004020	2.1749
CTE_09	.003534	1.9117
CTE_10	.003077	1.6646
CTE_11	.002506	1.3559
CTE_12	.002087	1.1291
CTE_13	.001491	.8065
CTE_14	.001204	.6516
CTE_15	.002084	1.1275

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 51

All Liquid

Temperature deg F	186.094000
Pressure psia	180.700000
Enthalpy KBTU/hr	4095.240000
Entropy KBTU/hr*R	2.613887
Ave. mol. wt.	58.157890
Total flow lb/hr	29165.560000
lbmol/hr	501.472000

Z factor045263
Density lb/ft3	33.509200
Viscosity centipoise119373
Specific heat BTU/lb*R742143
Surface tension dyne/cm.	4.869039
S. G. (60/60)571366
GPM (60 deg F & 1 atm)	101.943000
Vol. flowrate gal/hr	6510.837000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.001402	.7030
1-Butane	.291350	146.1040
n-Butane	.703004	352.5370
1-Pentane	.004022	2.0171
n-Pentane	.000221	.1109
1-Hexene	.000000	.0000
n-Hexane	.000000	.0000
CTE_06	.000000	.0000
CTE_07	.000000	.0000
CTE_08	.000000	.0000
CTE_09	.000000	.0000
CTE_10	.000000	.0000
CTE_11	.000000	.0000
CTE_12	.000000	.0000
CTE_13	.000000	.0000
CTE_14	.000000	.0000
CTE_15	.000000	.0000

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 52

	All Liquid
Temperature deg F.	186.246000
Pressure psia.	170.700000
Enthalpy KBTU/hr	5546.390000
Entropy KBTU/hr#R.	3.578943
Ave. mol. wt.	58.353210
Total flow lb/hr.	39643.590000
lbmol/hr	679.373000

Z factor042789
Density lb/ft3	33.568610
Viscosity centipoise119577
Specific heat BTU/lb#R740599
Surface tension dyne/cm.	4.950035
S. G. (60/60)572698
GPM (60 deg F & 1 atm)	138.244700
Vol. flowrate gal/hr	8829.002000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.001236	.8397
i-Butane	.262367	178.2450
n-Butane	.718538	488.1550
i-Pentane	.015837	10.7589
n-Pentane	.002025	1.3756
1-Hexene	.000000	.0000
n-Hexane	.000000	.0000
CTE_06	.000000	.0000
CTE_07	.000000	.0000
CTE_08	.000000	.0000
CTE_09	.000000	.0000
CTE_10	.000000	.0000
CTE_11	.000000	.0000
CTE_12	.000000	.0000
CTE_13	.000000	.0000
CTE_14	.000000	.0000
CTE_15	.000000	.0000

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 53

	All-Liquid
Temperature deg F.	186.094000
Pressure psia.	180.700000
Enthalpy KBTU/hr	8402.570000
Entropy KBTU/hr#R.	5.363064
Ave. mol. wt.	58.159850
Total flow lb/hr.	59841.840000
lbmol/hr	1028.920000

Z factor045763
Density lb/ft3	33.509180
Viscosity centipoise119378
Specific heat BTU/lb#R747624
Surface tension dyne/cm.	4.869037
S. G. (60/60)571366
GPM (60 deg F & 1 atm)	209.166500
Vol. flowrate gal/hr	13358.930000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.001402	1.4423
i-Butane	.291345	299.7750
n-Butane	.703002	723.7330
i-Pentane	.004022	4.1386
n-Pentane	.000221	.2275
1-Hexene	.000000	.0000
n-Hexane	.000000	.0000
CTE_06	.000000	.0000
CTE_07	.000000	.0000
CTE_08	.000000	.0000
CTE_09	.000000	.0000
CTE_10	.000000	.0000
CTE_11	.000000	.0000
CTE_12	.000000	.0000
CTE_13	.000000	.0000
CTE_14	.000000	.0000
CTE_15	.000000	.0000

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 57

		All Liquid
Temperature deg F		175.709000
Pressure psia		180.700000
Enthalpy KBTU/hr		2863.570000
Entropy KBTU/hr*R		1.548028
Ave. mol. wt.		58.065280
Total flow lb/hr		21445.130000
	lbmol/hr	369.328000
Z factor		.046768
Density lb/ft3		33.011100
Viscosity centipoise		.121520
Specific heat BTU/lb*R		.731635
Surface tension dyne/cm		4.687616
S. G. (60/60)		.560004
GPM (60 deg F & 1 atm)		76.478440
Vol. flowrate gal/hr		4859.588000
	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.003905	1.4423
i-Butane	.793132	292.9260
n-Butane	.202960	74.7589
i-Pentane	.000000	.0000
n-Pentane	.000000	.0000
1-Hexene	.000000	.0000
n-Hexane	.000000	.0000
CTE_06	.000000	.0000
CTE_07	.000000	.0000
CTE_08	.000000	.0000
CTE_09	.000000	.0000
CTE_10	.000000	.0000
CTE_11	.000000	.0000
CTE_12	.000000	.0000
CTE_13	.000000	.0000
CTE_14	.000000	.0000
CTE_15	.000000	.0000

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 60

	All Liquid
Temperature deg F	193.538000
Pressure psia	180.700000
Enthalpy KBTU/hr	5557.890000
Entropy KBTU/hr ^{°R}	3.841909
Ave. mol. wt.	58.212860
Total flow lb/hr	38396.500000
lbmol/hr	659.588000

Z factor044413
Density lb/ft ³	33.791930
Viscosity centipoise118336
Specific heat BTU/lb ^{°R}751110
Surface tension dyne/cm.	5.003801
S. G. (60/60)577915
GPM (60 deg F & 1 atm)	132.687200
Vol. flowrate gal/hr	8499.812000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.000000	.0000
i-Butane	.010383	6.8483
n-Butane	.982998	648.3740
i-Pentane	.006275	4.1386
n-Pentane	.000345	.2275
1-Hexene	.000000	.0000
n-Hexane	.000000	.0000
CTE_06	.000000	.0000
CTE_07	.000000	.0000
CTE_08	.000000	.0000
CTE_09	.000000	.0000
CTE_10	.000000	.0000
CTE_11	.000000	.0000
CTE_12	.000000	.0000
CTE_13	.000000	.0000
CTE_14	.000000	.0000
CTE_15	.000000	.0000

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 61

	Overall	Vapor	Liquid
Temperature deg F.	220.127000		
Pressure psia. . .	55.700000		
Vapor fraction366200		
Enthalpy KBTU/hr . .	21623.900000	8858.334000	12765.570000
Entropy KBTU/hr*R.	35.262020	12.503220	22.758800
Ave. mol. wt. . . .	87.107790	77.359050	92.741620
Total flow lb/hr . .	99850.790000	32473.120000	67378.510000
lbmol/hr	1146.290000	419.771400	726.518600
Z factor904516	.017568
Density lb/ft3653087	40.310940
Viscosity centipoise .		.008686	.166574
Specific heat BTU/lb*R		.502570	.660151
SCFH (60 deg F & 1 atm)		159294.300000	
Vol. flowrate ft3/hr . .		49722.490000	
Surface tension dyne/cm.			10.306040
S. G. (60/60)690517
GPM (60 deg F & 1 atm)			194.871400
Vol. flowrate gal/hr . .			12503.430000

	Vapor mole fraction	Liquid mole fraction	Vapor flowrate lbmol/hr	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.000000	.0000	.0000
Propane	.000000	.000000	.0000	.0000
i-Butane	.000000	.000000	.0001	.0000
n-Butane	.000064	.000018	.0270	.0131
i-Pentane	.344239	.165369	144.5321	120.1289
n-Pentane	.378109	.223700	158.7525	162.5025
1-Hexene	.090129	.105898	37.8416	76.9274
n-Hexane	.103174	.139999	43.3188	101.6992
CTE_06	.045942	.097573	19.2892	70.8797
CTE_07	.015449	.046858	6.4865	34.0394
CTE_08	.009393	.041561	3.9437	30.1914
CTE_09	.005850	.037922	2.4562	27.5481
CTE_10	.003581	.033894	1.5037	24.6217
CTE_11	.001966	.028158	.8252	20.4549
CTE_12	.001091	.023764	.4580	17.2629
CTE_13	.000509	.017130	.2138	12.4437
CTE_14	.000267	.013923	.1123	10.1141
CTE_15	.000235	.024225	.0987	17.5978

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 62

	Overall	Vapor	Liquid
Temperature deg F.	188.833000		
Pressure psia. . .	55.700000		
Vapor fraction360200		
Enthalpy KBTU/hr	6695.431000	3526.295000	3169.135000
Entropy KBTU/hr#R.	8.709558	4.689817	4.019740
Ave. mol. wt. . . .	77.563770	74.770150	79.136940
Total flow lb/hr	41963.780000	14570.940000	27392.980000
lbmol/hr	541.023000	194.876500	346.146500
Z factor897212	.016574
Density lb/ft ³667078	38.220860
Viscosity centipoise008359	.149238
Specific heat BTU/lb#R474231	.620780
SCFH (60 deg F & 1 atm)		73951.450000	
Vol. flowrate ft ³ /hr		21842.930000	
Surface tension dyne/cm.			9.908079
S. G. (60/60)648352
GFN (60 deg F & 1 atm)			84.378110
Vol. flowrate gal/hr			5361.292000

	Vapor mole fraction	Liquid mole fraction	Vapor flowrate lbmol/hr	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.000000	.0000	.0000
Propane	.000000	.000000	.0000	.0000
i-Butane	.000002	.000000	.0003	.0002
n-Butane	.000243	.000093	.0474	.0321
i-Pentane	.414004	.270102	80.4925	93.4865
n-Pentane	.389131	.318349	75.8445	110.1855
1-Hexene	.127094	.228656	24.7716	79.1414
n-Hexane	.062137	.131635	12.1109	45.5610
OTE_06	.004219	.014223	.8223	4.9228
OTE_07	.001353	.006699	.2637	2.3185
OTE_08	.000785	.005842	.1529	2.0220
OTE_09	.000468	.005260	.0913	1.8204
OTE_10	.000276	.004654	.0537	1.6108
OTE_11	.000145	.003636	.0283	1.5275
OTE_12	.000078	.003218	.0131	1.1140
OTE_13	.000035	.003311	.0068	.7977
OTE_14	.000018	.001873	.0074	.6481
OTE_15	.000015	.003245	.0028	1.1247

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 63

	All Vapor
Temperature deg F.	210.092000
Pressure psia.	55.700000
Enthalpy KBTU/hr	28319.300000
Entropy KBTU/hr* R	61.310410
Ave. mol. wt.	84.047550
Total flow lb/hr.	141814.300000
lbmol/hr	1687.310000
Z factor881424
Density lb/ft ³739052
Viscosity centipoise008364
Specific heat BTU/lb* R515040
SCFH (60 deg F & 1 atm)	640298.100000
Vol. flowrate ft ³ /hr	191886.600000

	Vapor mole fraction	Vapor flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.000000	.0000
i-Butane	.000000	.0006
n-Butane	.000071	.1196
i-Pentane	.260083	438.8410
n-Pentane	.300647	507.2850
1-Hexene	.129604	216.6820
n-Hexane	.120126	202.6900
CTE_06	.056844	95.9140
CTE_07	.025548	43.1080
CTE_08	.021519	36.7100
CTE_09	.018915	31.9160
CTE_10	.016470	27.7900
CTE_11	.013415	22.6360
CTE_12	.011172	18.6500
CTE_13	.007980	13.4640
CTE_14	.006447	10.8780
CTE_15	.011156	18.8240

MicroCHESS: Chemical Engineering Simulation System
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

PLANTA FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS MINATITLAN, VER.

* PROCESS VECTORS *

..... EQUIPMENT		STREAM NUMBERS				
	Number	Internal	External				
1	ADBF	FA01		63	-65	-64	0
2	COLM	D-408		65	64	-67	-71
3	PUMP	GA04		71	-72	0	0
4	HXER	EA07		72	-9	0	0

* STREAM CONNECTIONS *

Stream	Equipment	
	From	To
9	4	0
61	0	1
64	1	2
65	1	2
67	2	0
71	2	3
72	3	4

* OTHER SYSTEM VARIABLES *

Number of components: 18

Component numbers used: 3, 4, 5, 6, 7, 8, 35, 10,
 1001,1002,1003,1004,1005,1006,1007,1008,
 1009,1010.

Thermo_option: Peng-Robinson

Streams used in conv. routine (KE4): 0
 ()=Delay factor

Convergence tolerances.	Error
Flowrates:	.00100000
Vapor fraction:	.00100000
Temperature:	.00100000
Pressure:	.00100000
Enthalpy:	.00100000
Flash calcs:	.00095000

Max. loops in recycle calc.: 30
 in flash calcs: 75

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.
 * FINAL DATA *

PLANTA FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS MINATITLAN, VER.

* EQUIPMENT SUMMARY - EQUIPMENT LIST *

EQ.NO	EXT. NAME	SUB. NAME
1	FA01	ADBF
2	DA08	COLM
3	GA04	PUMP
4	EA07	HXR

PLANTA FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS MINATITLAN, VER.

* EQUIPMENT SUMMARY - INDIVIDUAL DETAILS *

***GENERAL FLASH UNITS ***

Equipment no.	1
External name	FA01
Mode	4.0
Parameter # 1	.3904
Parameter # 2	55.7000
Heat duty, KBTU	141.03
K-value # 1	17.958
K-value # 2	7.8277
K-value # 3	4.0264
K-value # 4	3.2621
K-value # 5	1.6981
K-value # 6	1.5319
K-value # 7	.75105
K-value # 8	.64703
K-value # 9	.41054
K-value # 10	.28498
K-value # 11	.19354
K-value # 12	.13092
K-value # 13	.88878E-01
K-value # 14	.58139E-01
K-value # 15	.37843E-01
K-value # 16	.24240E-01
K-value # 17	.15509E-01
K-value # 18	.77111E-02

.....

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

EXCHANGER/CONDENSERS

Equipment no.	4
External name	EA07
Heat transfer coeff.	50.0000
Area	.00
Number of shells	.0
Shell passes	.0
Tube passes	.0
Mode	5.0
Min. delta T or T-out	110.00
Delta P, stream 1	20.0000
Delta P, stream 2	.0000
Q, stream 1 KBTU/hr	-6753.32
Water usage, gal/hr	54048.20
Corrected delta T	.00

.....

PUMPS/COMPRESSORS

Equipment no.	3
External name	GA04
Compressor stages	.0
Work capacity, KBTU/hr	.00
Outlet pressure, psia	93.400
Power type:	.0
(+) steam	
(0) electricity	
(-) fuel gas	
H, steam out BTU/ Lb	.000
Fuel usage, KSCF/hr	.0000
Water usage, gal/hr	103.99
Steam usage, KLbs/hr	.000
Kilowatt usage	5.801

.....

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

*** FRACTIONATORS ***

Equipment no.	2
External name	DA08
Number of stages	26.0
Feed 1, stage #	17.0
Feed 2, stage #	18.0
Feed 3, stage #	.0
Feed 4, stage #	.0
Feed 5, stage #	.0
Condenser type	.0
Cond. deg. subcooled	.00
Condenser mode	1.0
Value of cond. spec.	1.903
Comp. list position	1.0
Reboiler mode	3.0
Val. of reboiler spec.	243.3
Comp. list position	.0
Sidestream # 1 stage	.0
Sidestream # 1 spec	.0
Sidestream # 2 stage	.0
Sidestream # 2 spec	.0
Sidestream # 3 stage	.0
Sidestream # 3 spec	.0
Sidestream # 4 stage	.0
Sidestream # 4 spec	.0
Cond. delta P psia	5.0000
Colm. delta P psia	.0000
Cond. pressure, psia	42.9000
Cond. duty, KBTU/hr	-.2528E+05
Rebr. duty, KBTU/hr	.1806E+05
Est. temp stg 1 F.	148.56
Est. temp stg 2 F.	152.35
Est. temp stg N-1 F.	239.42
Est. temp stg N F.	243.31
Est. dist rate Lbmol/hr	964.6360
Est. reflux Lbmol/hr	1035.6000
Top tray effie	.7000
Bottr tray effie	.7000

.....

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 9

		All Liquid
Temperature deg F.		110.000000
Pressure psia.		73.400000
Enthalpy KBTU/hr		9091.760000
Entropy KBTU/hr*R.		18.084040
Ave. mol. wt.		96.768230
Total flow lb/hr.		78891.090000
lbmol/hr		815.258000
Z factor027072
Density lb/ft3		42.922430
Viscosity centipoise260835
Specific heat BTU/lb*R629222
Surface tension dyne/cm.		17.125380
S. G. (60/60)702193
GPM (60 deg F & 1 atm)		224.374300
Vol. flowrate gal/hr		13749.100000
	Liquid	Liquid
	mole	flowrate
	fraction	lbmol/hr
Ethane000000	.0000
Propane000000	.0000
i-Butane000000	.0000
n-Butane000000	.0000
i-Pentane010809	8.8122
n-Pentane081178	66.1810
i-Hexene267384	217.9870
n-Hexane248497	202.5890
CTE_06117648	95.9134
CTE_07052877	43.1080
CTE_08044538	36.3100
CTE_09039148	31.9160
CTE_10034087	27.7900
CTE_11027765	22.6360
CTE_12023122	18.8500
CTE_13016515	13.4640
CTE_14013343	10.8780
CTE_15023090	18.8240

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 63

	Overall	Vapor	Liquid
Temperature deg F.	210.092000		
Pressure psia. . .	55.700000		
Vapor fraction383749		
Enthalpy KBTU/hr . .	28524.900000	12950.170000	15574.720000
Entropy KBTU/hr*R.	44.319680	17.921130	26.398550
Ave. mol. wt. . . .	84.047550	76.412950	88.802530
Total flow lb/hr . .	141813.400000	49477.360000	92336.900000
lbmol/hr	1687.300000	647.499800	1039.800000
Z factor902526	.017306
Density lb/ft3656209	39.771050
Viscosity centipoise008583	.161756
Specific heat BTU/lb*R492751	.651744
SCFH (60 deg F & 1 atm)		245712.300000	
Vol. flowrate ft3/hr		75398.750000	
Surface tension dyne/cm.			10.240550
S. G. (60/60)679133
GPM (60 deg F & 1 atm)			271.532400
Vol. flowrate gal/hr			17367.560000

	Vapor mole fraction	Liquid mole fraction	Vapor flowrate lbmol/hr	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.000000	.0000	.0000
Propane	.000000	.000000	.0000	.0000
i-Butane	.000001	.000000	.0004	.0002
n-Butane	.000124	.000038	.0801	.0395
i-Pentane	.366630	.193736	237.3960	201.4450
n-Pentane	.381857	.250078	247.2558	260.0292
1-Hexene	.107309	.143489	69.4832	149.1988
n-Hexane	.089619	.139125	58.0293	144.6608
CTE_06	.030047	.073533	19.4555	76.4585
CTE_07	.009992	.035236	6.4697	36.6383
CTE_08	.006003	.031182	3.8870	32.4230
CTE_09	.003696	.028393	2.3935	29.5225
CTE_10	.002238	.025333	1.4493	26.3407
CTE_11	.001214	.021014	.7861	21.8499
CTE_12	.000666	.017714	.4312	18.4188
CTE_13	.000307	.012758	.1988	13.2652
CTE_14	.000160	.010362	.1033	10.7747
CTE_15	.000138	.018018	.0893	18.7347

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stress no. 64

	All Liquid
Temperature deg F.	210.412000
Pressure psia.	55.700000
Enthalpy KBTU/hr	15471.900000
Entropy KBTU/hr*R.	26.265570
Ave. mol. wt.	88.916260
Total flow lb/hr.	91452.160000
lbmol/hr	1028.520000

Z factor017313
Density lb/ft3	39.786230
Viscosity centipoise161862
Specific heat BTU/lb*R651488
Surface tension dyne/cm.	10.241300
S. G. (60/60)679463
GPM (60 deg F & 1 atm)	268.800100
Vol. flowrate gal/hr	17194.590000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.000000	.0000
i-Butane	.000000	.0002
n-Butane	.000038	.0387
i-Pentane	.192561	198.0530
n-Pentane	.248950	256.0500
1-Hexene	.143559	147.6530
n-Hexane	.139328	143.3020
CTE_06	.073838	75.9443
CTE_07	.035443	36.4539
CTE_08	.031410	32.3054
CTE_09	.028639	29.4466
CTE_10	.025564	26.2932
CTE_11	.021218	21.8233
CTE_12	.017894	18.4039
CTE_13	.012891	13.2582
CTE_14	.010472	10.7710
CTE_15	.018212	18.7315

MicroCHESS REPORT

(C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 65

	All Vapor
Temperature deg F.	210.412000
Pressure psia.	55.700000
Enthalpy KBTU/hr	13194.000000
Entropy KBTU/hr ^{°R}	18.267580
Ave. mol. wt.	76.446240
Total flow lb/hr.	50361.180000
lbmol/hr	655.779000
Z factor902574
Density lb/ft ³656147
Viscosity centipoise008586
Specific heat BTU/lb ^{°R}492840
SCFH (60 deg F & 1 atm)	249992.500000
Vol. flowrate ft ³ /hr	76752.540000

	Vapor mole fraction	Vapor flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.000000	.0000
i-Butane	.000001	.0004
n-Butane	.000123	.0809
i-Pentane	.365507	240.7880
n-Pentane	.581365	251.2350
1-Hexene	.107819	71.0288
n-Hexane	.090149	59.3880
CTE_06	.030313	19.9637
CTE_07	.010101	6.6541
CTE_08	.006079	4.0046
CTE_09	.003748	2.4694
CTE_10	.002272	1.4966
CTE_11	.001234	.8127
CTE_12	.000677	.4461
CTE_13	.000312	.2058
CTE_14	.000162	.1070
CTE_15	.000140	.0925

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 67

	All Liquid
Temperature deg F	141.882000
Pressure psia	42.900000
Enthalpy KBTU/hr	5604.900000
Entropy KBTU/hr* R	4.359926
Ave. mol. wt.	72.155290
Total flow lb/hr	62922.950000
lbmol/hr	872.049000

Z factor012810
Density lb/ft ³	37.436630
Viscosity centipoise158867
Specific heat BTU/lb* R592789
Surface tension dyne/cm.	11.085940
S. G. (60/60)622952
GPM (60 deg F & 1 atm)	201.723500
Vol. flowrate gal/hr	12573.120000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.000000	.0000
i-Butane	.000001	.0006
n-Butane	.000137	.1196
1-Pentane	.493124	430.0280
n-Pentane	.505825	441.1040
1-Hexene	.000797	.6950
n-Hexane	.000116	.1014
CTE_06	.000001	.0006
CTE_07	.000000	.0000
CTE_08	.000000	.0000
CTE_09	.000000	.0000
CTE_10	.000000	.0000
CTE_11	.000000	.0000
CTE_12	.000000	.0000
CTE_13	.000000	.0000
CTE_14	.000000	.0000
CTE_15	.000000	.0000

MicroCHESS REPORT
 (C) Copyright, COADE, 1985. All Rights Reserved.
 COADE - A Division of International Thomson Inc.

Stream no. 71

	All Liquid
Temperature deg F	243.300000
Pressure psia	47.900000
Enthalpy KBTU/hr	15841.200000
Entropy KBTU/hr* ^o R	28.736170
Ave. mol. wt.	96.768250
Total flow lb/hr	78891.090000
lbmol/hr	815.258000

Z factor015113
Density lb/ft ³	40.662350
Viscosity centipoise165103
Specific heat BTU/lb* ^o R656601
Surface tension dyne/cm.	10.153740
S. G. (60/60)702193
GPM (60 deg F & 1 atm)	224.374300
Vol. flowrate gal/hr	14513.300000

	Liquid mole fraction	Liquid flowrate lbmol/hr
Ethane	.000000	.0000
Propane	.000000	.0000
i-Butane	.000000	.0000
n-Butane	.000000	.0000
i-Pentane	.010809	8.8122
n-Pentane	.081178	66.1810
1-Hexene	.267384	217.9870
n-Hexane	.248497	202.5890
CTE_06	.117648	95.9134
CTE_07	.052877	43.1080
CTE_08	.044538	36.3100
CTE_09	.039148	31.9160
CTE_10	.034087	27.7900
CTE_11	.027765	22.6360
CTE_12	.023122	18.8500
CTE_13	.016515	13.4640
CTE_14	.013343	10.8780
CTE_15	.023090	18.8240

CONCLUSIONES

Las generalidades en base a definiciones de conceptos básicos en la simulación de procesos y sus aplicaciones, nos permitió entender cuándo la aplicación es adecuada, tomando en cuenta los recursos disponibles, así como la parte potencial de los simuladores de procesos. La estructura y métodos de cálculo de los simuladores de procesos proporcionaron la posibilidad de conocer de mejor manera el proceso simulado y ordenar de manera lógica el procedimiento a seguir. Es importante recordar que una de las aplicaciones importantes de la simulación es el aprendizaje.

Se caracterizó a la simulación de procesos en computadoras digitales como un método de análisis de sistemas, no olvidar que el modelo de simulación es un medio para recolectar información acerca de la eficiencia del sistema basado sobre condiciones establecidas por el análisis.

Este trabajo nos permitió ver la simulación como una herramienta que empieza a ser una parte indispensable en tareas de análisis, diseño y optimización, lo que permite la solución de problemas complejos, diferentes a los convencionales. El avance en el desarrollo de equipos con mayor velocidad y capacidad es también un papel importante en simulación, involucrando el ahorro de tiempo en las aplicaciones.

El simulador de procesos propuesto (MicroCHESS), es el tipo de simulador de procesos con requerimientos básicos para una simulación, la tendencia de este simulador puede ser muy bien a aplicarse a nivel académico, como una herramienta de aprendizaje, tanto del sistema simulado y de la arquitectura del simulador, incluyendo el manejo de datos, criterios y uso de los módulos de cálculo, ya sea determinación de equipos, aumento en el banco de datos de componentes y reporte de resultados.

El proceso simulado (Planta Fraccionadora de Gasolina Natural Minatitlán, Veracruz), es un sistema complejo en su estructura,

por la gran variedad de equipos con los que cuenta, por lo que fue de gran ayuda para ejemplificar los módulos más comunes del simulador propuesto.

La confiabilidad de los resultados obtenidos de este simulador fue bastante aceptable, ya que reproduce adecuadamente las condiciones de la operación real por lo que se recomienda su empleo como una herramienta en donde se requieran de evaluaciones técnico-económicas de equipos y/o procesos.

APENDICE

COMPONENTES EN MICROCHESS

1 Hydrogen	34 2-CI-2-Butene	67 1-Butene
2 Methane	35 1-Hexene	68 2-Methylpropene
3 Ethane	36 Cyclopentane	69 Cyclopentene
4 Propane	37 1-Cyclopentene	70 n-Propylbenzene
5 i-Butane	38 Cyclohexane	71 i-Propylbenzene
6 n-Butane	39 1-Cyclohexene	72 1-CI-2-CI-Benzene
7 i-Pentane	40 Benzene	73 1-CI-3-CI-Benzene
8 n-Pentane	41 Toluene	74 1-CI-4-CI-Benzene
9 neo-Pentane	42 o-Xylene	75 1,2,3-Mesitylene
10 n-Hexane	43 p-Xylene	76 1,2,4-Mesitylene
11 n-Heptane	44 p-Xylene	77 1,3,5-Mesitylene
12 n-Octane	45 Ethylbenzene	78 n-Butylbenzene
13 n-Nonane	46 Nitrogen	79 2-Methylhexane
14 n-Decane	47 Oxygen	80 3-Methylhexane
15 n-Undecane	48 Carbon-monoxide	81 2-Methylheptane
16 n-Dodecane	49 Carbon-dioxide	82 2,2,4-tri-CI-C5
17 n-Tridecane	50 Hydrogen-sulfide	83 1-Octene
18 n-Tetradecane	51 Sulfur-dioxide	84 ts-1,3-DiCI-CvC6
19 n-Pentadecane	52 2-Methylpentene	85 cs-1,4-DiCI-CvC6
20 n-Hexadecane	53 3-Methylpentene	86 ts-1,4-DiCI-CvC6
21 n-Heptadecane	54 2,2-Di-CI-Butane	87 1,1-Di-CI-CvC6
22 Ethylene	55 2,3-Di-CI-Butane	88 cs-1,7-DiCI-CvC6
23 Propylene	56 1-Heptene	89 cs-1,3-DiCI-CvC6
24 1-Butene	57 Propadiene	90 n-Octadecane
25 cis-2-Butene	58 1,2-Butadiene	91 n-Nonadecane
26 trans-2-Butene	59 C2-Cyclopentane	92 n-Eicosane
27 1-Butene	60 Ethylcyclohexane	93 1,1-Di-CI-CvC5
28 1,3-Butadiene	61 Isoprene	94 cs-1,2-DiCI-CvC5
29 1-Pentene	62 Water	95 ts-1,2-DiCI-CvC5
30 cis-2-Pentene	63 Ammonia	96 cs-1,7-DiCI-CvC5
31 trans-2-Pentene	64 Carbon	97 1,1-Di-CI-CvC5
32 2-CI-1-Butene	65 Acetylene	98 n-Propyne
33 3-CI-1-Butene	66 Propyne	99 n-Propyne

100 Carbon-Tetra-Cl	138 Ethvlamine
101 Phosphene	139 Acrylonitrile
102 Carbon-Disulfide	140 Acetone
103 Tri-Cl-acetyl-Cl	141 Ethyl-Formate
104 Hydrogen-Chloride	142 Methyl-Acetate
105 Chlorine	143 Propionic-Acid
106 Hydrogen-Iodide	144 Di-Cl-Formamide
107 Neon	145 Isopropanol
108 Nitric-Acid	146 n-Propanol
109 Nitrogen-Dioxide	147 Trimethylamine
110 Nitrous-Oxide	148 Vinylacetvlene
111 Sulfur-Trioxide	149 Thiophene
112 Chloroform	150 Methacrylonitrile
113 Hydrogen-Cyanide	151 Dimethylacetvlene
114 Formaldehyde	152 Isobutylalcohol
115 Methyl-Chloride	153 Mtl-Ethyl-Ketone
116 Methyl-Iodide	154 n-Butyric-Acid
117 Methanol	155 Ethyl-Acetate
118 Methylamine	156 Mtl-Propionate
119 Tri-Cl-Ethvlene	157 Propyl-Formate
120 Di-Cl-Acetyl-Cl	158 Di-Cl-Acetamide
121 Cl-Acetyl-Cl	159 Isobutanol
122 Vinyl Chloride	160 n-Butanol
123 Acetyl-Chloride	161 t-Butyl Alcohol
124 1,1,2-Tri-Cl-Cl	162 Diethyl-Ether
125 Acetonitrile	163 Diethylene-Glycol
126 1,1-Di-Cl-Ethane	164 Furfural
127 1,2-Di-Cl-Ethane	165 Diethyl-Ketone
128 Acetaldehyde	166 n-Propyl-Acetate
129 Ethylene-Oxide	167 1,2,3-Tri-Cl-Eth
130 Acetic-Acid	168 m-Dichlorobenzene
131 Methyl-Formate	169 o-Dichlorobenzene
132 Ethyl-Chloride	170 p-Dichlorobenzene
133 Dimethyl-Ether	171 Bromobenzene
134 Ethanol	172 Chlorobenzene
135 Ethvlene-Glycol	173 Iodobenzene
136 Dimethyl-Sulfide	174 Phenol
137 Ethyl-Mercapten	175 Aniline

176 Tri-C2H4-Glycol
177 o-Cresol
178 Styrene
179 n-Propyl-Cv-CE
180 Tetra-C3H4-Glycol
181 Indene
182 Indan
183 Methylstyrene
184 n-Propyl-Cv-Cs
185 Naphthalene
186 1-Methylindane
187 2-Methylindane
188 Di-Cv-pentadiene
189 1,2-DiC1-3-C2-Bz
190 n-C4-Cyclohexane
191 1-C1-Napthalene
192 2-C1-Napthalene
193 Acenaphthalene
194 Diphenyl
195 2,7-DiC1-Napthalene
196 1,3,3-3C1-Indene
197 Fluorene
198 1-C1-C2-Napthalene
199 2,3,5-3C1-Napthalene
200 Phenanthrene
201 1-Phenylindene
202 2-Ethylfluorene
203 Fluorantene
204 Pyrene
205 1-Phenylaphtline
206 Crysene

BIBLIOGRAFIA

- 1.- BIEGLER, L. T., "Chemical Process Simulation", Chemical Engineering Progress, 85(10): 50-61 (1989).
- 2.- ENGINEERING SOFTWARE FOR MICROCOMPUTERS, (1985), MicroCHESS Process Simulation. Houston, Texas U.S.A.
- 3.- EVANS, G. W., WALLACE, G. F., SUTHERLAND, G. L., (1967), Simulation Using Digital Computers. Englewood Cliffs, N. J. U.S.A., 1-15 pp.
- 4.- FELDER, R. M., Chemical Process Modeling and Simulation. North Carolina State University, Raleigh U.S.A.
- 5.- FRANKS, R. G. E., (1971), Modeling and Simulation in Chemical Engineering. Wilmington U.S.A., 1-6 pp.
- 6.- GIRAL, J., BARNES, F., RAMIREZ, A., (1977), Ingenieria de Procesos, U.N.A.M., México, 1a. ed.
- 7.- GRAYBEAL, W. J., POOCH, U. W., (1980), Simulation: Principles and Methods. Wintrop Publishers Inc. U.S.A., 1-13 pp.

8.- HALEY, J. C., "Process Simulators on Supercomputers" Chemical Engineering Progress, 85(10): 28-32 (1989).

9.- HOOVER, S. V., PERRY, R. F., (1989), Simulation, Addison-Wesley Publishing Company, U.S.A.

10.- LUYBEN, R. M., (1971), Process Modeling. Simulation and Control for Chemical Engineers. U.S.A., 1-3 pp.

11.- MARTIN, F. F., (1967), Computer Modeling and Simulation. U.S.A., 3-5, 10-11, 15-16, 251-258 pp.

12.- NEELAMKAVIL, F., (1987), Computer Simulation and Modelling, John Wiley & Sons, Gran Bretaña.

13.- ROBERTS, N., ANDERSEN, D. F., (1983), Introduction to Computer Simulation: The System Dynamics Approach, Addison-Wesley Publishing Company, Lesley College, U.S.A.

14.- ROBERTSON, J. L., "The Ideal Process Simulator", Chemical Engineering Progress, 85(10): 52-66 (1989).

15.- SCHMIDT, J. W., TAYLOR, R. E., (1970), Simulation and Analysis of Industrial Systems. U.S.A., Richard D. Irwin, Inc., 3-9 pp.

16.- "Supercomputing in Chemical Engineering", Chemical Engineering Progress, 85(10): 19, 21 (1989).

17.- WATSON, H. J., BLACKSTONE, J. H., Computer Simulation, John Wiley & Sons, Signapore, 2a. ed.

18.- WESTERBERG, A. W., (1979), Process Flowsheeting. Cambridge University, U.S.A., 1-5 pp.