

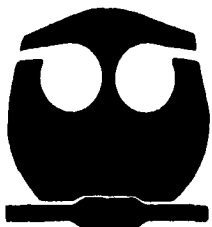


124
29
**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

**SIMULACION DE LA PLANTA DE
PROPILENO DEL COMPLEJO
MORELOS, VERACRUZ.**

**TESIS MANCOMUNADA
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N :
GRACIELA BEATRIZ SALINAS FERNANDEZ
EDUARDO MENDOZA CAMACHO**



MEXICO, D. F. 1996

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado Asignado:

Presidente:	Profr: Manuel Vázquez Islas
Vocal:	Profr: Tomás Viveros García
Secretario:	Profr: Celestino Montiel Maldonado
1er. Suplente	Profr: Rafael Herrera Nájera
2o. Suplente	Profr: Ricardo Pérez Camacho


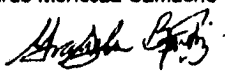
Síto donde se desarrolló el tema:

Laboratorio de Cómputo del Departamento de Ingeniería Química.
Facultad de Química Edif. "E", Ciudad Universitaria.

Nombre Completo y firma del asesor del tema:


Ing. Celestino Montiel Maldonado.

Nombre completo y firma de los Sustentantes:


Eduardo Mendoza Camacho

Graciela Beatriz Salinas Fernández

ÍNDICE

CAPITULO 1. Introducción.....	1.0
CAPITULO 2. Generalidades.....	2.0
Diseño de Procesos.....	2.2
Síntesis de Procesos.....	2.5
Análisis de Procesos.....	2.7
Optimización de Procesos.....	2.8
CAPITULO 3. Simulación de Procesos.....	3.0
CAPITULO 4. Proceso de Producción de Propileno.....	4.0
-Alternativas.....	4.6
-Descripción de Proceso.....	4.10
CAPITULO 5. Simulación de la Planta.....	5.0
-Selección de Modelos, Módulos y Métodos.....	5.3
-Diagramas de Simulación.....	5.6
CAPITULO 6. Análisis de Resultados.....	6.0
CAPITULO 7. Conclusiones y Recomendaciones.....	7.0
CAPITULO 8. Bibliografía.....	8.0
CAPITULO 9. Apéndices.....	A.0
-Codificaciones.....	A.1
-Resultados de la Simulación.....	A.20

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

INTRODUCCION

El alto costo de la energía, ha creado la necesidad de modificar los procesos existentes y concebir nuevos procesos que utilicen eficientemente la energía.

Un Simulador de Procesos es una herramienta que facilita y reduce el tiempo de cálculo de grandes plantas, debido a la intrínseca complejidad de sus modelos matemáticos.

El propósito de la simulación es representar un proceso por medio de modelos Matemáticos y Físicos.

La simulación tiene diversas aplicaciones, como lo es el desarrollo de nuevos procesos, es decir es una herramienta de diseño, que además ofrece la posibilidad de realizar y evaluar alternativas de diseño, el mejoramiento de plantas ya existentes, evitar la construcción de plantas piloto, las cuales resultan costosas y de alto riesgo, solucionar problemas por cambio en los flujos de operación o por cambio en especificación de productos.

Una de las nuevas aplicaciones de la simulación es su utilización para el entendimiento de los procesos y su aplicación a la enseñanza de la Ingeniería Química.

Una de las tareas más importantes de la simulación de procesos es hacer eficiente el uso de la energía debido al alto costo de ésta y a la crisis energética, esto puede lograrse con un análisis del proceso de forma que se utilice la máxima energía transformable.

Este trabajo tiene como objetivo realizar la Simulación de a Planta de Propileno del Complejo Morelos, Veracruz, la cual utiliza la Tecnología de Procesos Houdry.

Uno de los aspectos importantes de este trabajo es resaltar la importancia que tiene la Simulación de Procesos como actividad relacionada con la Ingeniería Química.

En el Capítulo 2 se expone lo que es la Ingeniería de procesos y su importancia y relación con la Simulación.

En el Capítulo 3 se exponen las Generalidades de la Simulación de Procesos y su relación con la Optimización de Procesos.

En el Capítulo 4 se muestran las alternativas existentes del proceso de producción de propileno y se detalla la descripción del proceso con la tecnología Houdry.

En el Capítulo 5 se realiza la Simulación de la Planta, se detallan los pasos a seguir, se realiza la selección de modelos, módulos y métodos utilizados para la simulación, se realiza la estructura del proceso y se incluyen los diagramas de simulación, también se incluyen los resultados de la simulación.

En el Capítulo 6 se analizan los resultados obtenidos y se concluye lo Acertado de la Simulación de la Planta

En el Capítulo 7 se detallan las Conclusiones del Trabajo de Simulación y se proponen algunas recomendaciones.

El capítulo 8 contiene la bibliografía consultada para el trabajo de la simulación.

En el capítulo 9 se incluyen los apéndices correspondientes a codificaciones y resultados de las secciones simuladas.

CAPITULO II

GENERALIDADES

GENERALIDADES**INGENIERÍA DE PROCESOS**

La Ingeniería de Procesos puede ser definida ampliamente como la creación, cuantificación y análisis de diagramas de flujo de proceso que formaran parte de una planta que sea económica, fácilmente operable y segura.

La Ingeniería de Procesos comprende disciplinas o actividades las cuales contribuyen hacia el desarrollo de procesos, diseño de procesos y mejoramiento de los mismos.

Desarrollo de Procesos.

El desarrollo de procesos involucra interacción entre ingeniería y la investigación personal para el diseño conceptual de procesos y la investigación orientada a la evaluación de estudios. El desarrollo de procesos incluye:

- Evaluación de procesos por el departamento de investigación.
- Evaluación de procesos por adquisición de tecnología.
- Ayuda en el desarrollo de nuevos procesos a escala como planta piloto.
- La revisión de procesos existentes para innovación.

Diseño de Procesos.

La Ingeniería de procesos se ha constituido como un campo tecnológico referente a las metodologías para la toma de decisiones en el diseño de procesos, las cuales son responsables de cómo indicar el curso de la planeación, el diseño, la operación y control de las operaciones unitarias y procesos en la industria.

Para que un proceso pueda satisfacer las necesidades requeridas, es necesario la síntesis, el análisis y la optimización de procesos, tal que resulte adecuado el proceso desde el punto de vista técnico y cumplir su objetivo general que es llegar al más económico diagrama de flujo.

Por ello la Ingeniería de procesos se divide en estas tres partes, la síntesis, el análisis y la optimización de procesos como parte del proyecto de una planta de proceso.

El diseño de procesos involucra el llamado paquete de diseño, el cual incluye los datos de las propiedades físicas, diagramas de flujo, balances de materia y energía, datos propios de los equipos, diagramas de control, entre otros.

El diseño de procesos puede dividirse en:

- Diseño preliminar de proceso, el cual realiza actividades y estudios dirigidos hacia la preparación de un capital apropiado requerido que incluye las siguientes actividades:

- preparación de diagramas de flujo
- preparación de balances de materia y energía
- búsqueda de datos de propiedades físicas
- retroalimentación en el diseño de procesos

- Diseño de procesos final, realiza actividades dirigidas hacia la compra de equipo e instalación y puede incluir:

- preparación final de diagramas de flujo de procesos
- especificaciones de equipo
- datos representativos de equipo
- revisión detallada de diagramas de tuberías, mecánicos, eléctricos y de instrumentación.

Mejoramiento de Procesos

La última categoría de la Ingeniería de Procesos puede ser llamada mejoramiento de procesos. Las actividades del mejoramiento de procesos incorporan el trabajo de ingeniería dirigido hacia el mejoramiento de procesos existentes. Este trabajo puede ser dirigido hacia el mejoramiento de estrategias

de operación o modificación del proceso. El mejoramiento del proceso enfatiza el análisis, mientras que el diseño de procesos enfatiza a la síntesis.

En la figura 2.1 se muestra la estructura de las etapas de la ingeniería de procesos y su interrelación entre la síntesis, el análisis y la optimización global para la obtención de un proceso rentable a partir de una necesidad.

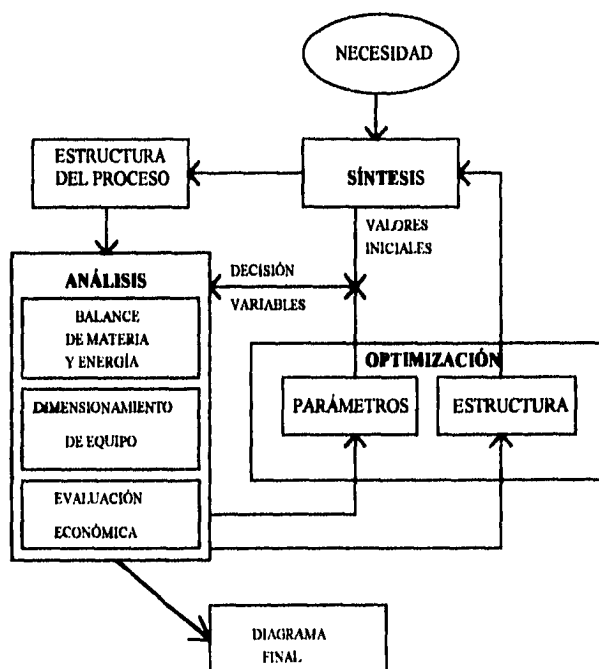


Figura 2.1 Diagrama de interrelación de tareas del diseño de procesos

SÍNTESIS DE PROCESOS

Dentro del diseño de procesos se encuentra la síntesis de procesos que es un término que sugiere la concepción de una configuración de proceso que satisfaga una necesidad social o una oportunidad económica.

La síntesis de procesos es la etapa inventiva del diseño de procesos, en la que se deciden las unidades de proceso requeridas y su interconexión.

La síntesis de proceso es aplicada a la metodología de sistemas de cómputo para la inventiva de estructuras de procesos químicos. Ello implica la consideración de todos los posibles arreglos en los pasos del proceso, con la identificación de la estructura óptima y condiciones de operación.

En la síntesis de procesos es posible distinguir dos etapas, la elección de una ruta química de proceso, referida a las transformaciones químicas que unen materias primas con productos y el desarrollo del diagrama de flujo del proceso que incluye la secuencia de operaciones unitarias, recirculaciones e integración energética.

La síntesis de procesos no es aún tan avanzada para reemplazar la decisión que un ingeniero pueda tomar. Esto aumenta el valor en el análisis de subsistemas y su optimización.

Existen diferentes métodos para la síntesis de procesos como el método de descomposición, el cual divide un proceso en subsecciones manejables para obtener así estructuras aproximadas. Otra aproximación consiste en el uso de métodos heurísticos los cuales como es bien sabido sólo funcionan en algunos casos en los que se utiliza la síntesis en secuencias de separación, es decir las reglas de dedo no tienen fundamento y se basan en experiencias. Una tercer aproximación es la optimización directa, utilizando técnicas de búsqueda directa. La idea es aproximar el proceso hacia algo ideal: insertar todas las posibles opciones del proceso en un gran diagrama integrado y encontrar el óptimo, aunque se han realizado pruebas de aproximación directa sobre sistemas reales que muestran un excesivo uso de tiempo de cómputo así como incapacidad para considerar todas las variables.

La cuarta aproximación es la síntesis evolutiva, ésta involucra subrutinas identificadas las cuales cuando son modificadas encabezan el mejoramiento de la función objetivo. Esta aproximación es semejante a aquella frecuentemente utilizada por diseñadores con acceso a simuladores de procesos. Algunas veces esta aproximación es llamada estudio de análisis secuencial, la cual da respuestas razonables si el trabajo evolutivo es dirigido por ingenieros experimentados.

Para procesos químicos predominan dos aplicaciones de la síntesis de procesos. Secuencias de separación e intercambio de calor. Otras aplicaciones incluyen sistemas de energía y de reacción. La secuencia de separación incluye un problema clásico en diseño de procesos.

Existen muchos estudios de secuencias de separación, algunos son del tipo intuitivo y otros están basados en un análisis sistemático y soportado por matemáticas sofisticadas.

ANÁLISIS DE PROCESOS

Una premisa importante dentro del diseño de procesos es tener la certeza de que cierta cantidad de materia será producida dentro de especificaciones y dentro del costo disponible. Una vez que se cuenta con la estructura del proceso arrojada de la síntesis, es necesario evaluarla desde el punto de vista técnico y económico.

Para la evaluación del proceso se determinan las variables, los valores de las variables y se seleccionan los modelos matemáticos para las operaciones así como las correlaciones de propiedades termofísicas del proceso.

Posteriormente con la información anterior se procede a obtener:

- balances de materia y energía
- información de cada corriente de proceso
- información acerca de los requerimientos de los servicios auxiliares
- información de las especificaciones de diseño de cada equipo
- diagramas de flujo
- factibilidad termodinámica del proceso.

La forma en que el análisis opera sobre la estructura del proceso propuesta se logra aplicando las bases de diseño en la forma indicada por la estrategia de diseño con el objeto de definir las condiciones de salida que antes del análisis eran desconocidas.

OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS

Como paso posterior a la síntesis y al análisis de procesos, la información obtenida es utilizada para enfocar los esfuerzos a la obtención de los mejores procesos.

Por lo anterior se establecen entonces estrategias de optimización. El primer paso de la optimización es el planteamiento de la función objetivo adecuada.

La función objetivo u optimización puede estar aplicada en la estructura del proceso como en los parámetros o condiciones de operación del proceso.

En la optimización de parámetros se ajustan las variables evaluadas de el análisis y se observa que ciertas variables como presión y temperatura por ejemplo pueden influir profundamente en el diseño y en los parámetros del equipo, así como en su operación, conservando la estructura propuesta.

La optimización estructural se realiza cuando se decide alterar el número y tipo de equipos o su interconexión, con el objeto de lograr un proceso más económico, lo que tiene influencia directa en el proceso de síntesis.

La optimización del proceso puede ser realizada con dos ciclos iterativos anidados, uno para la optimización de los parámetros y otro para la optimización de la estructura. También se puede realizar la optimización simultánea, tanto para la estructura como para los parámetros.

Una vez realizada la optimización de un proceso se genera la información de todo el proceso y se detallan los datos para la fase final del proyecto, la construcción.

Es necesario enfatizar que para realizar la optimización de un proceso deben emplearse correctas estrategias de optimización y contar con herramientas que faciliten y reduzcan el tiempo de cálculo de los procesos como lo son los poderosos y sofisticados sistemas computarizados.

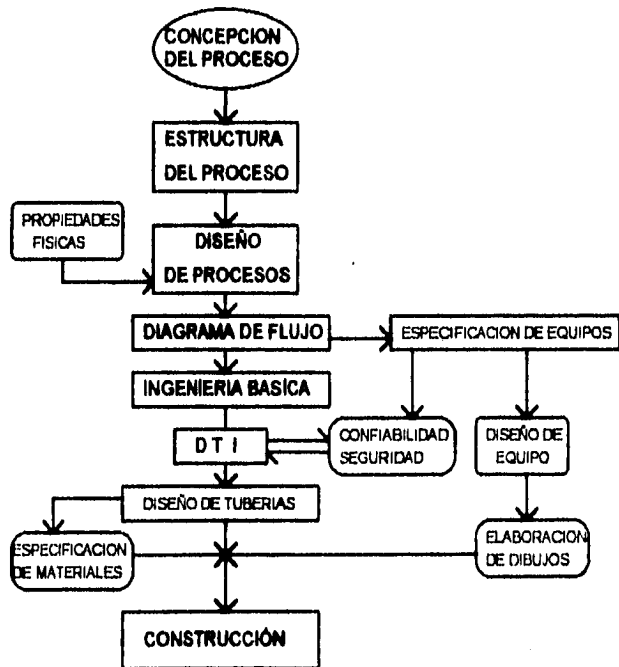


Fig. 2.2 Diseño total de un Proyecto de Planta.

CAPITULO III

SIMULACIÓN DE PROCESOS

SIMULACION DE PROCESOS

La simulación de procesos es la actividad que permite representar algún proceso químico o físico mediante el uso de modelos matemáticos, es decir que utiliza ecuaciones rigurosas que describen matemáticamente algún fenómeno y tiene como finalidad el cálculo de los valores reales de las variables más relevantes de un proceso que resultarán más cercanas a su valor si se utilizan los mejores modelos.

La simulación de procesos aborda por un lado la solución del análisis de un proceso, en este caso las variables asociadas a las corrientes de alimentación y los parámetros de los equipos están especificados y entonces la información de las corrientes de salida se calculan. Por otro lado la simulación también aborda el problema del diseño, en donde las variables de las alimentaciones y parámetros son ajustados con el objeto de satisfacer algún requerimiento y sus especificaciones.

Para llevar a cabo los objetivos de la simulación es necesario contar con elementos esenciales de un sistema de simulación como son:

- a) Modelos
- b) Algoritmos
- c) Soporte lógico computacional (Software)
- d) Interfase con el usuario

Los modelos como elemento fundamental de un sistema de simulación son la base del análisis, es decir son todas las relaciones matemáticas derivadas de las leyes de conservación, ecuaciones de cinética química, ecuaciones relacionadas al cálculo de propiedades termofísicas, relaciones de conexión y restricciones de diseño y control.

Los modelos adquieren la forma de ecuaciones algebraicas o diferenciales, todas ellas descriptivas de los fenómenos que ocurren en el proceso. Los requerimientos más importantes de los modelos son aquellos que sean apropiados a su uso en términos de:

- rigurosidad
- descripción
- nivel de detalle
- precisión
- validez
- generalidad

El núcleo de un sistema de simulación está formado por los modelos de las operaciones unitarias (fig. 3.1) que están en función de las variables de entrada siendo estas los valores de las corrientes de alimentación del proceso, los parámetros del modelo y de las variables de salida que son los valores de las corrientes de salida del proceso y las variables resultantes tales como requerimientos de potencia y cargas térmicas.

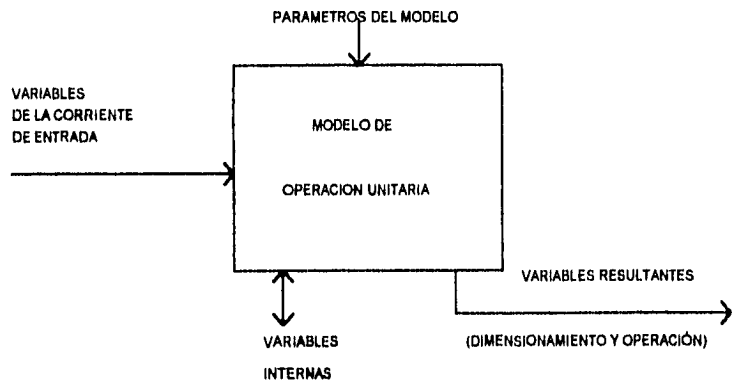


Figura 3.1 Estructura de un modelo de operación unitaria

Los algoritmos operan sobre los modelos para producir los resultados requeridos, estos resuelven los problemas matemáticos generados por los modelos. El tipo de problema matemático que debe resolverse dependerá del tipo de análisis de interés e incluye la solución de ecuaciones algebraicas y diferenciales así como programación lineal y no lineal.

Los requerimientos de un buen algoritmo son:

- a) que sea estable
- b) tan general como sea posible
- c) eficiente en términos de ejecución y almacenamiento
- d) claro y funcional

En el Soporte Lógico Computacional (Software) se incluyen todos aquellos elementos necesarios para implementar los algoritmos sobre una computadora en particular y su sistema operativo, se incluyen en esta categoría: programas, lenguaje de programación, codificaciones, estructura de datos, interfase sistema-archivo, documentación y arquitectura del sistema. La bondad de un Software radica en que sea:

- fácil de entender
- de fácil mantenimiento
- transportable, adaptable y compatible

El último bloque de la Estructura de un sistema de simulación es la interfase con el Usuario que incluye el protocolo de acceso al sistema, lenguaje de entrada por el que el usuario describe su problema, los reportes que contienen los resultados, la documentación del usuario que explica, el uso del sistema y protocolos para interfases con otros programas o sistemas. Los requerimientos básicos para que una interfase con el usuario sea adecuada exigen que acepte la entrada en una forma tan natural como sea posible y que los resultados sean presentados en una forma práctica y útil para el usuario.

En la figura 3.2 Se muestra la Estructura de bloques de los elementos de un sistema de Simulación, en función del problema de entrada y la salida de resultados.

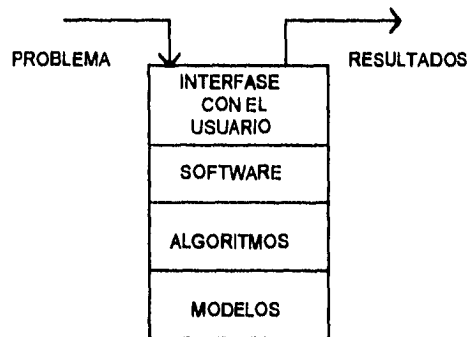


Fig. 3.2 Elementos de un Sistema de Simulación.

ORIENTACION Y ENFOQUE DE LOS SISTEMAS DE SIMULACION

Un proceso químico puede ser visualizado como un conjunto de bloques formando un diagrama que representa a las unidades de proceso interconectadas por arcos que representan a las corrientes involucradas, cada unidad de proceso está modelada por un conjunto distinto de ecuaciones, las variables presentes en estas ecuaciones son las variables de las corrientes de entrada y salida como la composición, el flujo, la temperatura y presión; parámetros de los equipos como el número de etapas de una torre de destilación, su relación de reflujo; variables internas como composición y temperatura de cada etapa y propiedades termofísicas.

El problema matemático más importante a ser abordado en la simulación de procesos es la solución de grandes sistemas de ecuaciones, por ello es necesario plantear correctas estrategias que permitan resolver los diferentes modelos de forma eficiente.

Existen dos orientaciones principales para la solución de los diferentes modelos que forman al sistema:

Orientación Modular que contiene dos enfoques

- Modular secuencial
- Modular simultáneo o doble rompimiento

Orientación Basada en Ecuaciones con dos enfoques

- Con rompimiento
- Con linearización simultánea

ORIENTACION MODULAR

En la orientación modular un proceso químico es representado por la unión de un conjunto de módulos, donde cada uno describe una operación unitaria.

La orientación modular presenta algunas ventajas como son: la semejanza entre el diagrama de flujo de procesos y el modelo implementado por la computadora, los algoritmos especializados pueden ser usados para resolver las ecuaciones que describen a cada módulo y los cálculos en cada módulo son

eficientes y robustos, además cada módulo puede generar sus propios valores iniciales necesarios para comenzar a resolver los sistemas de ecuaciones que las describen, por otro lado resulta muy simple el flujo de información entre los valores de entrada y los resultados, también los programas aislados para operaciones unitarias pueden ser incorporados al sistema, se puede extraer información útil de algunas secciones del proceso y permite diagnosticar y solucionar posibles fallas de una manera sencilla, sin embargo una desventaja es la lenta convergencia debido a la complejidad de las ecuaciones y de los múltiples ciclos iterativos y por ello el flujo de información de un módulo a otro.

Enfoque Modular Secuencial.

En este enfoque un modelo de cálculo es desarrollado para cada tipo de operación unitaria, el cual calcula los módulos considerándolos como un problema de simulación, en los que las corrientes de salida son función de las variables de las corrientes de entrada y los parámetros del equipo.

Estos modelos son llamados en orden secuencial para simular el proceso. Las corrientes de corte son llevadas a la convergencia mediante algún algoritmo iterativo, los estimados iniciales de las corrientes de recirculación son proporcionados, los valores incógnitas deben ser resueltas en forma iterativa hasta que sean satisfechos. Para resolver un proceso químico mediante el método modular secuencial es necesario la partición del diagrama, seleccionar las corrientes de corte, ya determinados los ciclos y las corrientes de corte se debe especificar la secuencia de cálculo del sistema y el algoritmo de convergencia adecuado para utilizarse, así los módulos son resueltos en orden hasta encontrar

los nuevos valores de las corrientes de corte, donde el cálculo continúa hasta llegar a la convergencia de las mismas.

La eficiencia de este enfoque radica en la estructura jerárquica de ciclos de control del proceso, ya que la evaluación de las propiedades termofísicas constituye un primer ciclo iterativo, la solución de las ecuaciones que describen a los módulos representa un segundo ciclo iterativo, el tercer ciclo iterativo lo forma la convergencia de las corrientes de recirculación y un último ciclo iterativo queda establecido por las restricciones en las especificaciones de diseño. En la figura 3.3 se muestran los cuatro ciclos iterativos anidados del enfoque modular secuencial.

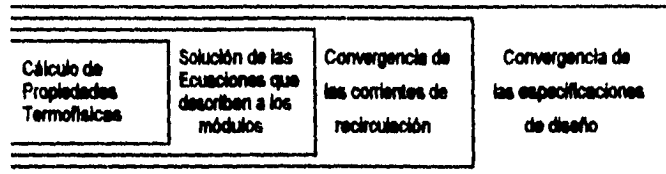


Fig. 3.3 Ciclos múltiples de iteración anidados del enfoque modular secuencial

Enfoque Modular Simultáneo

Bajo el enfoque Modular Simultáneo, la estructura modular se conserva, pero las ecuaciones de las corrientes de conexión y las especificaciones de diseño se hacen converger simultáneamente, este enfoque resulta ser un híbrido entre el enfoque secuencial y los orientados a ecuaciones.

El método emplea dos tipos de modelos, Simples y Rigurosos, los modelos rigurosos son utilizados en el modular secuencial para determinar parámetros de modelos simples y son resueltos determinando todas las variables de las corrientes y así permitir que los modelos rigurosos sean llamados nuevamente, básicamente todas las recirculaciones y las especificaciones de control son resueltas simultáneamente.

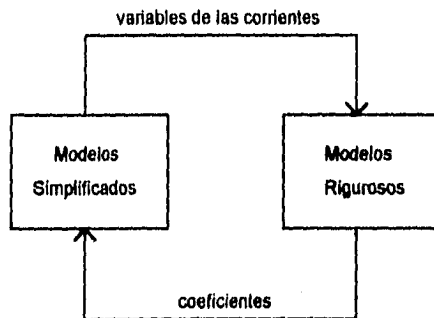


Fig. 3.4 Concepto Básico del enfoque modular simultáneo

La idea del enfoque es comenzar con un estimado de la solución del diagrama de flujo para aproximar las soluciones que describen los módulos con un conjunto de ecuaciones aproximado, realiza la solución de las ecuaciones aproximadas para todas las unidades en el proceso simultáneamente para un nuevo estimado de la solución del diagrama de flujo, y utiliza el nuevo estimado para generar un nuevo conjunto de ecuaciones aproximadas. Este procedimiento es repetitivo hasta que los cambios en los parámetros del modelo simple son lo suficientemente pequeños para dos iteraciones sucesivas, logrando la convergencia de las variables de proceso.

Algunas ventajas del enfoque modular simultáneo son que las especificaciones de diseño pueden ser manipuladas directamente a nivel de proceso y no hay necesidad de usar ciclos de control para hacerlas converger, eliminando de esta manera un ciclo iterativo con respecto al enfoque modular secuencial, otra ventaja es la utilización del soporte computacional bajo el enfoque modular secuencial para las operaciones unitarias, además el uso de este enfoque resulta familiar al ingeniero de procesos puesto que emplea modelos simplificados para análisis preliminares y después procede a la aplicación de modelos rigurosos. Sin embargo el funcionamiento del enfoque radica en la eficiencia de los métodos empleados para resolver los sistemas de ecuaciones.

ORIENTACION HACIA LAS ECUACIONES

La Orientación hacia las ecuaciones utiliza la agrupación de todas las ecuaciones que describen el proceso, como operaciones unitarias, corrientes de conexión y especificaciones de diseño, formando un gran sistema de ecuaciones algebraicas no-lineales el cual es resuelto.

A diferencia de la Orientación Modular en donde se calculan las variables de salida en función de las de entrada en cada módulo, esta orientación hacia las ecuaciones requiere de procedimientos que generen y representen las ecuaciones que describen el proceso por completo.

Matemáticamente el problema puede ser planteado como la solución de:

$$F(X, U) = 0$$

donde:

X = Vector de variables dependientes

U = Vector de variables independientes

Las variables independientes deben incluir todos los parámetros de equipos y las variables de las corrientes de alimentación, por otro lado las dependientes incluyen todas las variables de las corrientes de producto, intermedias, internas y resultantes. Los métodos orientados hacia las ecuaciones. Comparativamente con los sistemas modulares, la orientación hacia las ecuaciones es más flexible en cuanto a que especificaciones diferentes generan diferentes sistemas de ecuaciones no lineales y éstos son potencialmente más eficientes debido a que eliminan la ineficiencia de la iteración de circuitos anidados. Por otro lado resulta inexistente el problema de flujo de información debido a que la información es manejada exclusivamente a nivel de proceso en forma de ecuaciones y variables.

En contraparte a las ventajas que presenta, estos métodos resultan muy rígidos y muy específicos en cuanto a los sistemas de ecuaciones que debe resolver, puede ocurrir que se obtenga un resultado inconsistente termodinámicamente o simplemente conducir a resultados físicamente improbables o inexistentes, además resulta imposible obtener resultados parciales o diagnosticar alguna parte del proceso ya que este se evalúa completamente

Dentro del enfoque orientado a ecuaciones se pueden encontrar dos clases, una, de las técnicas orientadas a ecuaciones con rompimiento y otras con linearización simultánea.

Enfoque basado en Ecuaciones con Rompimiento.

En el enfoque orientado a ecuaciones con rompimiento, algunas ecuaciones son utilizadas para eliminar algunas variables con el fin de reducir el número de variables que pueden ser cortadas o iteradas

Las ecuaciones pueden ser resueltas para los nuevos valores de las variables supuestas, en base a ciertos procedimientos de sustituciones sucesivas, tomando en cuenta que en las ecuaciones que contengan las variables supuestas, éstas estén en forma explícita. De suma importancia resulta para este enfoque elegir una estrategia de solución adecuada, mediante modelos eficientes en cuanto al flujo de información, que permitan a las variables supuestas converger rápidamente hacia la solución. Lo anterior significa que el usuario debe decidir a que variables se les asignará un valor supuesto, que ecuaciones deberán ser resueltas con que variables y en que secuencia se deberán resolver y además designar ciertas variables como variables de diseño en dicho caso. Trabajos realizados indican que el rompimiento puede únicamente reducir el número de ecuaciones que son resueltas simultáneamente por un factor alrededor de cuatro.

Enfoque Basado en las Ecuaciones con Linealización Simultánea

El enfoque orientado hacia ecuaciones con linealización simultáneas, todas las ecuaciones que describen el proceso son resueltas simultáneamente utilizando los métodos de Newton o Quasi-Newton. Debido a que todas las ecuaciones son resueltas simultáneamente, los problemas de sensibilidad del enfoque con rompimiento son eliminados, también se cuenta con la ventaja de no tener que resolver ciclos anidados inherentes a la orientación modular, ni los problemas de sensibilidad y orden de precedencia del enfoque sobre las ecuaciones con rompimiento, además las ecuaciones pueden ser resueltas en el orden que se desee, lo que evita el problema de flujo de información de los enfoques modulares. Alternativamente, en los métodos orientados a ecuaciones, el problema puede ser formulado como un problema de optimización.

Algunas desventajas que presenta este método son la confianza para su uso práctico, y las técnicas de solución de matrices dispersas no son tan eficientes como para resolver rápidamente los sistemas de estas dimensiones en forma simultánea.

Además la solución puede depender de valores que no sean correctos conduciendo a resultados inexistentes físicamente y el problema de la detección del error resulta una complicación para el método.

Solución de las Ecuaciones que describen a las unidades, Ecuaciones de conexión, Especificaciones de diseño y correlaciones para las propiedades termofísicas para todo el proceso, en forma simultánea.

Figura 3.5 Esquema de Cálculo para los Enfoques orientados a ecuaciones.

CAPITULO IV

PROCESO DE PRODUCCIÓN DE PROPILENO

GENERALIDADES.

La Planta de Propileno del Complejo Morelos, tiene una capacidad de diseño de 350 000 ton/año de producción de propileno a partir de propano, mas 100000 ton/año purificadas por la sección de recuperación de propileno provenientes de la planta de etileno y de la FCC, para una producción total de 450 000 ton/año.

Del propileno total producido, 250 000 ton/año se obtienen como propileno grado polímero o propileno de alta pureza (99.7% mol min.) y 200 000 ton/año de propileno grado técnico o propileno de baja pureza (95.0% mol min.)

La producción de propileno es de suma importancia, ya que es una materia prima que se utiliza en la Síntesis Orgánica de la Industria Química y representa un producto de interés Nacional.

El propileno o propeno según IUPAC de fórmula $\text{CH}_2 = \text{CH} - \text{CH}_3$ de masa atómica 42.078 u.m.a. es el segundo miembro de la serie de los hidrocarburos insaturados. Es incoloro de olor ligero, y es un gas flamable.

El propileno se utiliza comercialmente como materia prima en la producción de derivados primarios como el alcohol isopropílico en una reacción de hidratación, ya sea directa o por hidratación con ácido sulfúrico; cloruros de alilo por una reacción de halogenación para su posterior producción del glicerol; clorohidrinás, producción de cumeno por alquilación con benceno, que resulta ser un aditivo en el combustible utilizado en la aeronáutica, o en su posterior producción de fenol y acetona; en la producción también de butiraldehidos, acrilonitrilo y óxido de propileno.

En cuanto a sus propiedades químicas, los átomos que soportan el doble enlace (carbonos 1 y 2) tienen geometría plana trigonal, el otro átomo de carbono (3) es tetrahédrico, el doble enlace se debe a un enlace sigma (σ) y un enlace pi (π), el cual le confiere características especiales a su reactividad, propia de los alquenos, ya que dan reacciones de adición electrofílica que generalmente se llevan a cabo por mecanismos heterolíticos con ruptura heterolítica.

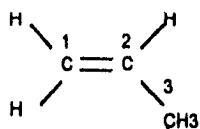


Figura 4.1 Características en los enlaces del propileno

En cuanto a las reacciones pueden considerarse como principales para el propileno las siguientes:

Reacciones de Adición.

- Adición de hidrógeno para formar propano.
- Adición de halógenos para formar 1,2 dihalopropano.
- Adición de halogenuros de hidrógeno para formar 1,2, halo1 halo2 propano.
- Adición de ácido sulfúrico para formar bisulfato de isopropilo.
- Formación de alcohol isopropílico por reacción de hidratación.
- Formación de propilén clorhidrina por adición de ácidos hipohalogenados.
- Reacciones de alquilación.
- Formación de propilén glicol.

Reacciones de Sustitución.

- Halogenación . sustitución alílica. cloruro de alilo.

Reacciones de Degradación.

- Ozonólisis para formación de aldehídos y cetonas como etanal y metanal.
- Oxidación con degradación para generar ácidos y cetonas como ácido etanoico.

El propileno se obtiene industrialmente a partir del cracking del petróleo y por separación en la destilación fraccionada en los procesos de refinación de naftas y se obtiene como subproducto de las plantas de producción de etileno y en la refinación de gasolinas.

El aumento en la demanda del propileno justificó su producción directa a partir de materias primas diversas, generandose diversas tecnologías de producción del propileno, entre las que se mencionan las siguientes:

Tecnologías que utilizan propano como materia prima.**Pirólisis.**

Es un proceso que en su mayoría se utiliza para producir etileno y el propileno se genera como un subproducto, en este proceso la conversión se lleva a cabo cerca del 70% y se producen dos moles de etileno por mol de propileno producido en un rango de temperaturas de 650°C a 725°C y a una presión de 1 atm, el proceso para maximizar la producción de propileno ocurre a una temperatura de 810°C, lo cual significa una menor conversión y sólo se logra una mejora si se utiliza un catalizador especial en el proceso de pirólisis maximizando al mismo tiempo la conversión y el rendimiento de proileno.

Deshidrogenación Catalítica.

Básicamente el proceso es un sistema de reacciones adiabáticas sobre camas en las cuales se utilizan ciclos de operación, en el cual el carbono es depositado sobre el catalizador durante el periodo de reacción y oxidado durante el periodo de regeneración del sistema y además así provee el calor de reacción para la deshidrogenación endotérmica. El proceso se lleva a cabo a temperaturas entre 560°C y 620°C y entre 5 y 7 pulgadas de mercurio de presión. La conversión de propano es de 54% mol y la selectividad a propileno es de 76% mol, la reacción es catalizada por un compuesto de cromo-alúmina

Deshidrogenación y Oxidación.

Utiliza oxígeno y pequeñas cantidades de halógenos, la relación de oxígeno e hidrocarburo es de 6 y el tiempo de contacto de 2.916 segundos, la temperatura de reacción tiene un rango entre 500°C y 700°C, y puede ser o no catalítica, en caso de un catalizador de óxido crómico-Bauxita alrededor de 700°C se alcanza el mayor rendimiento de 17% en mol en la corriente gaseosa de salida, para mejorar el rendimiento se utiliza yodo para producir propileno y yoduro de hidrógeno, y el oxígeno reacciona con el yoduro de hidrógeno para regenerar el yodo y producir agua.

Una variación consiste en llevar la reacción sin catalizador, utilizando presión atmosférica y 0.86 moles de yodo por mol de propano, con 36 segundos de tiempo de residencia a 550°C, la conversión es del 51% en mol y la selectividad a propileno es de 93% en mol.

Existe otra tecnología para producir como productos primarios propileno e isobutileno, la cual consiste en el cracking del isobutano, y el isobutileno, propano, etileno, etano y metano son productos secundarios. La conversión de la reacción de la pirólisis es del orden del 50% y la selectividad hacia el propileno e isobutileno es del 65% en peso a presión atmosférica y en un rango de temperaturas entre 600°C y 650°C a una presión entre 9 y 10 atmósferas.

ALTERNATIVAS DE PRODUCCIÓN DE PROPILENO

Proceso Oleflex UOP.

Este proceso produce propileno a partir de propano, utiliza la tecnología de deshidrogenación catalítica, y consiste de una sección de reacción, una sección de regeneración de catalizador y una sección de separación de productos. Cuatro reactores de flujo radial(1) son utilizados con uso continuo de catalizador de la sección de rageneración de catalizador(2). El efluente del reactor es comprimido(4), secado y enviado a un sistema criogénico de separación(5,6,7), el hidrógeno es recuperado con una pureza de 90% mol y el propano no convertido es reciclado a la sección de reacción, el producto es enviado a una sección de purificación, la cual depende de su uso final.

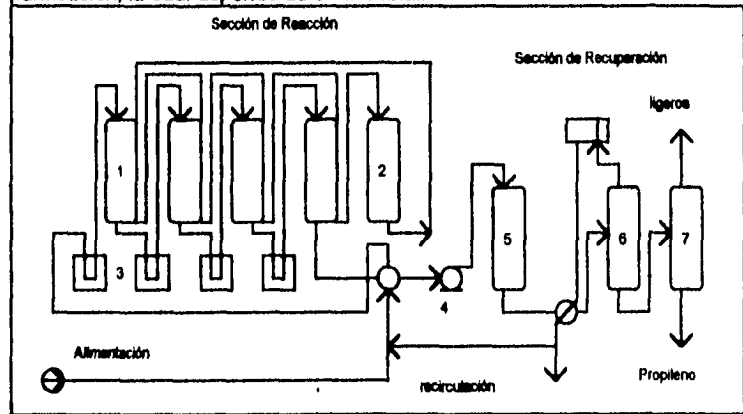


Figura 4.2 Tecnología de proceso Oleflex

El rendimiento del propileno a partir del propano es de aproximadamente 82% en peso de la alimentación. Existen cinco plantas Oleflex operando, dos para producir propileno en grado polímero, dos para la producción de isobutileno y una para la producción de isobutileno y propileno grado polímero y se contempla una decena de plantas de este tipo entre diseño arranque.

Proceso CATOFIN.

Este proceso produce propileno y/o isobutileno en reactores paralelos de deshidrogenación catalítica(1), algunos con sistemas automáticos de decoquización y precalentamiento para condiciones de reacción de deshidrogenación endotérmica, alcanzando conversiones del 55 a 60% mol y selectividades por encima del 92% mol, el esquema de proceso para el propileno también puede aplicarse a otras mono-olefinas. El proceso CATOFIN consiste en alimentar propano y precalentarlo para ponerlo en contacto con el catalizador, el producto es comprimido y recuperado para purificación(2,3,4), la parte no convertida de la alimentación es reciclada.

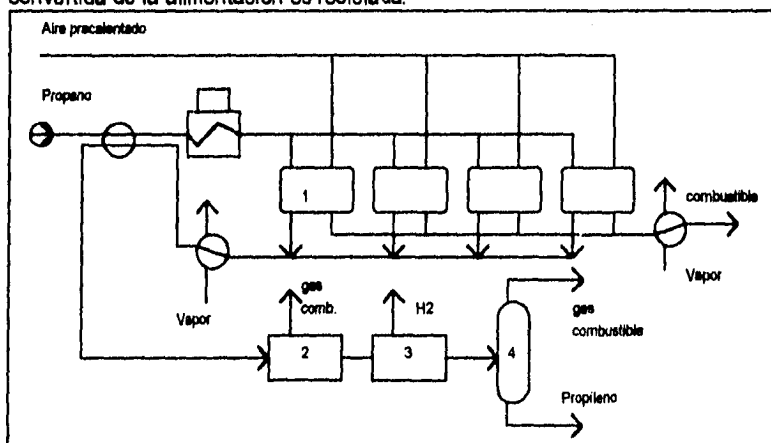


Figura 4.3 Tecnología del proceso CATOFIN

La planta es totalmente controlada por ciclos de tiempo, las condiciones de reacción tienen un rango de presión de 5 a 20 mmHg abs. y de 540°C a 680°C de temperatura. Cuando se produce propileno o isobutileno, el rendimiento es de 85 a 90% peso. Existen seis plantas operando con el proceso CATOFIN y ocho en diseño y construcción. Licenciadas por ABB Lummus Crest Inc.

Proceso Coastal States (Cracking de Isobutano)

Es un proceso para la producción de propileno e isobutileno a partir de isobutano y consiste en un cracking bajo condiciones altamente controladas en la que el efluente del reactor es pasado a través de una sección de recuperación de calor hacia una sección de separación, donde componentes ligeros y pesados son separados de componentes C3 y C4. los cuales pueden ser directamente dirigidos a la sección de alquilación o a sistemas de purificación para producir propileno e isobutileno de alta pureza. La tecnología es licenciada por Foster Wheeler Corp.

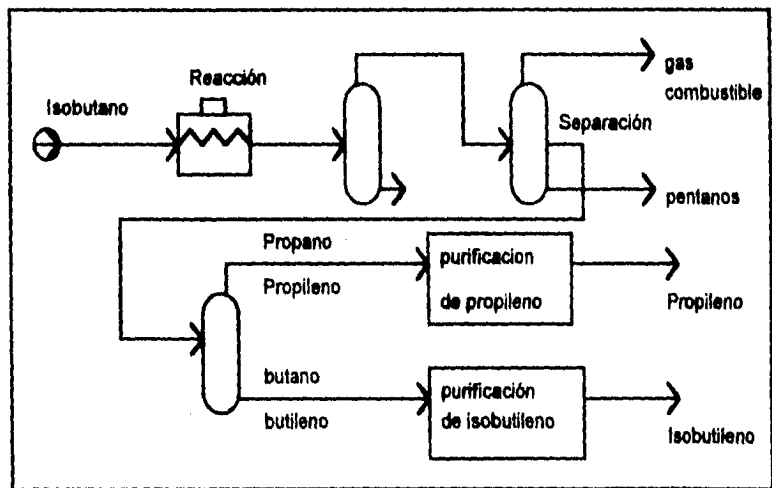


Figura 4.4 Tecnología del Proceso Coastal States

Proceso POCT

El proceso Phillips para conversión de olefinas, se utiliza para producir propileno a partir de etileno y butenos, materias primas que son introducidas en reactores empacados de metátesis, en los cuales se promueve la reacción catalítica para formación de propileno y simultáneamente isómeros 1-buteno y 2-buteno, el efluente del reactor de metátesis es fraccionado para separar el propileno de alta pureza del etileno no convertido y de los butenos para su recirculación. La selectividad hacia propileno es típicamente mayor a 98%. Existen tres plantas en operación, la licencia de la tecnología es de Phillips Petroleum Co. y ABB Lummus Crest, Inc.

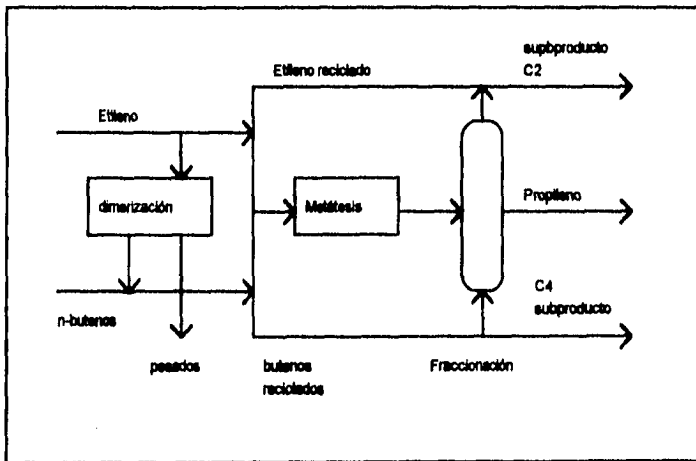


Figura 4.5 Tecnología del Proceso Phillips.

DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO

El proceso para propileno Houdry, convierte propano a propileno por medio de un catalizador de Cromo y Aluminio. El propano no convertido es reciclado, por ello el propileno es el único producto.

Las condiciones de operación para el proceso son temperaturas de 621°C a 677°C y una presión de 0.46 Kg./cm² absolutos.

Reacciones colaterales ocurren simultáneamente con la reacción principal provocando la formación de algunos hidrocarburos ligeros y pesados, así como también la deposición de coque sobre el catalizador.

El proceso se lleva a cabo en reactores de camas que operan en ciclos básicos que permiten flujo continuo de la corriente principal del proceso. En un ciclo, los vapores de hidrocarburo son deshidrogenados y el reactor es purgado con vapor y aire para quemar coque. Estos pasos están seguidos de una evacuación y una reducción, entonces otro ciclo comienza.

Una de las características del proceso es que el calor absorbido durante el período de deshidrogenación endotérmica es obtenido por ajuste de las temperaturas del aire e hidrocarburos de entrada. Una secuencia de ciclos temporales actúa operando válvulas hidráulicamente para el control de la operación.

El sistema es apropiado para una operación segura de las válvulas en secuencia y proveer la mezcla de aire e hidrocarburos gaseosos.

La Planta de Propileno puede dividirse en cinco secciones, mas una que provee servicios, la sección de refrigeración, dichas secciones son:

- 1) Vaporización de Alimentación
- 2) Reacción
- 3) Compresión
- 4) Planta de Gas
- 5) Recuperación de Propileno

Básicamente, la relación que existe entre las secciones que la componen a la planta de propileno se ilustran en el siguiente diagrama de bloques:

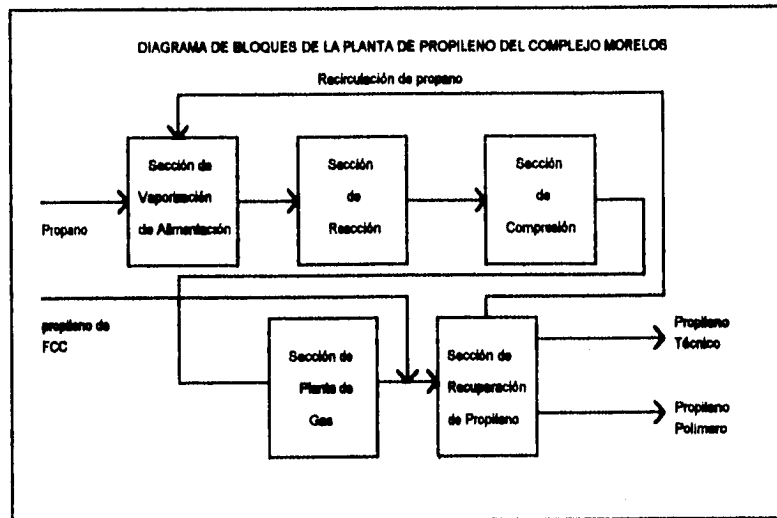


Figura 4.6 Secuencia de operación de la Planta de Propileno Morelos.

Sección de vaporización de alimentación.

La alimentación de propano dulce, el cual se dispone de límite de baterías a 38°C y 17.1 Kg/cm², es despresurizado a 5.5 Kg/cm² y a una temperatura de 3°C en una válvula de expansión y es alimentada al tanque de vaporización de alimentación D-101.

La alimentación recirculada del tanque de reflujo de la torre de propileno de recirculación D-403 con una temperatura de 52°C y una presión absoluta de 15.3 kg/cm² es enfriada a 13°C con el intercambiador alimentación recirculación E-301 A, B, C, y pierde presión en una válvula de expansión a 5.5 kg/cm² abs., esta alimentación es recirculada al tanque de vaporización de alimentación D-101.

La despresurización de la alimentación de propano dulce y la alimentación recirculada resultan una mezcla líquido-vapor a 4 °C. La porción líquida es vaporizada para suministrar enfriamiento en el absorbedor con los interenfriadores E-302, E-303 y el enfriador de aceite E-305.

La combinación debida de estos cambiadores no es suficiente para proveer la vaporización total de la alimentación, el resto de la alimentación es vaporizada por intercambio con vapor en el vaporizador de alimentación E-305, el cual emplea vapor de 19.6 kg/cm² absolutos.

El vaporizado total es calentado de 4 a 29°C por intercambio con la alimentación recirculada en el intercambiador alimentación recirculación E-101 A, B, C.

Una pequeña cantidad de disulfuro de carbono es adicionada en la alimentación con la bomba de inyección de disulfuro P-102 para pasivar los metales en la Oxidación Alternativa y Reduciendo condiciones en los Reactores.

Sección de Reacción.

En la sección de reacción, Propano es convertido a Propileno mientras pasa a través de una cama de catalizador.

La alimentación total del Reactor es calentada de 29 °C a 193 °C en el intercambiador alimentación efluentes de Reactores E-102 A/B. Esta corriente es alimentada al calentador de carga a reactores H-101 para aumentar la temperatura de 193°C a 649°C, y es enviada a los Reactores de Deshidrogenación R-101 al R-107.

El efluente caliente de los reactores es enfriado generando un medio de presión de vapor saturado en el generador de vapor E-103 A/B de una temperatura de 605°C a 275°C en el intercambiador alimentación de efluentes del reactor E-102 A/B.

En los Reactores, el hidrocarburo en la corriente de entrada lleva una temperatura entre 621 °C y 649 °C y una presión absoluta de 0.46 kg/cm². Mientras el sistema está todavía bajo vacío, al reactor es purgado haciendo fluir vapor bajo la cama: de tal forma se desfogan los residuos de hidrocarburos del catalizador.

La regeneración del catalizador se lleva a cabo a una presión ligeramente superior a la presión atmosférica. El aire de regeneración es suministrado por el compresor de aire de regeneración C-101 y se calienta en el calentador de aire de regeneración H-102 de 116°C a una temperatura entre 649 y 677°C antes de pasar a los reactores.

El gas de humo resultante de los reactores es usado para generar vapor saturado de presión media en una caldera de recuperación E-104.

El aire de regeneración sirve para quemar coque apagado libre del catalizador y para restaurar el perfil de temperatura de las camas a su condición inicial de corriente. Si se desea calor adicional, puede ser añadido durante el periodo de regeneración por la inyección del absorbedor de gas libre. Cuando la regeneración está completa, el reactor es reevacuado para el siguiente periodo de corriente. La introducción de la carga de propano es prioritaria; el absorbedor de gas libre es introducido al Reactor por un corto periodo de tiempo para remover oxígeno absorbido de la cama de catalizador. Este paso de reducción decrece la pérdida de propano durante el periodo en corriente por combustión. El gas inerte para los sellos de válvula está disponible como nitrógeno a una presión mínima de 8 kg/cm² absolutos.

Sección de Compresión.

En esta sección el efluente gaseoso presurizado del reactor es igualado a un nivel de operación de la Sección de Gas de la Planta.

El efluente gaseoso de la alimentación del reactor es enfriado de 165°C a 41 °C en el enfriador de efluente de reactores E-201 A/F con agua de enfriamiento y fluye a un tren de compresión en el compresor de producto C-201 A/B, C-202 A/B donde son comprimidos alrededor de 0.27 kg/cm² absolutos a 19.69 kg/cm² en cuatro etapas sucesivas de compresión.

Para cada etapa, la razón de compresión es seleccionada guardando la temperatura del gas bajo un máximo especificado y algunos puntos en el sistema de compresión en orden para minimizar la formación de polímero.

El agua que se condensa después de la primera, segunda y tercera etapa de compresión es separada en la inter-etapa en los tanques agotadores D-201 A/B tanque separador de la primera etapa de succión del compresor de producto, D-202 tanque separador de la segunda etapa de succión del compresor de producto, D-203 tanque separador de la tercera etapa de succión del compresor de producto y es enviada al drenaje por medio de las bombas P-201 A/B bombas de condensados de la primer etapa de succión del compresor de producto y repuesto, P-202 A/B bombas de condensados de la segunda etapa de succión del compresor de producto y repuesto, en la tercera etapa va a drenaje por gravedad.

La cuarta etapa descarga vapor después de enfriamiento a 41 °C con agua de enfriamiento por el postenfriador para el compresor de producto E-205 y fluye hacia la Sección de Planta de Gas.

La conexión para la inyección de Nafta es provista por cada etapa de compresión para prevenir la formación de Polímero.

La corriente de la primer etapa de compresión es enfriada por interenfriadores para el compresor de producto primera etapa E202 A, B, C, D. La corriente de la segunda etapa es enfriada por un Interenfriador para el compresor de producto segunda etapa E-203 A, B, C, D. La corriente de la tercer etapa es enfriada por interenfriadores para el compresor de producto tercer etapa E-204 A/B.

Sección de Planta de Gas.

La Planta de Gas remueve gases inertes e hidrocarburos ligeros de los efluentes comprimidos del reactor.

El propano, propileno y pesados, son enviados a la Sección de Recuperación de Propileno.

Después de la Sección de Compresión, el efluente del reactor es parcialmente condensado a 16°C por intercambio con propano como refrigerante en el enfriador de alimentación al absorbedor E-301, y es separado en corrientes de vapor y líquido en el tanque de vaporización instantánea del absorbedor D-301.

El efluente líquido es bombeado por la bomba de alimentación al deetanizador y repuesto P-301 A/B al deetanizador T-303 para remover los hidrocarburos ligeros (metano, etileno, etano y gases inertes). El efluente incondensable de D-301 entra al absorbedor T-301 donde propano, propileno y pesados son absorbidos con un aceite aromático de absorción.

El absorbedor es una columna de 48 platos operando a una temperatura de domo de 17°C , con una presión de 18.7 kg/cm² abs. La temperatura de fondos es de 34°C con una presión de 18.9 kg/cm² abs. El aceite absorbedor a 13°C es cargado en el domo de la torre de absorción.

Para mantener la temperatura promedio, el líquido es retirado de el plato 19 y el plato 7 y enfriado a 13°C por intercambio con alimentación vaporizada en la cima y fondo con el interenfriador superior del absorbedor E-302 y el interenfriador inferior del absorbedor E-303.

El absorbedor del gas residual es enviado al tanque amortiguador de gas de reducción D-102 y es usado para reducción catalítica y regeneración durante la inyección de gas combustible en la Sección de Reacción. El gas neto absorbido de este tanque es enviado a la Planta de Gas Combustible a Límite de Baterías.

El aceite rico de los fondos del absorbedor es bombeado por la bomba de alimentación al agotador y repuesto P-302 A/B hacia el intercambiador alimentación fondos del agotador E-306 A, B, C, y cargados en el plato 16 del agotador T-302.

El agotador es una torre que opera con 30 platos con una temperatura de domo de 48°C y una presión absoluta de 21.5 kg/cm², la cual separa los hidrocarburos ligeros del aceite absorbedor. Los fondos de tienen una temperatura de 270°C y una presión absoluta de 21.8 kg/cm². El calor del rehvridor es provisto por el rehvridor del agotador H-301.

La salida del fondo del agotador es enfriada a 60°C por intercambio con la alimentación del agotador en intercambiador alimentación fondos del gotador E-306 A, B, C, y es bombeado por la bomba de aceite pobre del absorbedor P-306 A/B y regresa al absorbedor como aceite pobre en hidrocarburos.

El aceite es enfriado a 41°C por intercambio con agua de enfriamiento en el enfriador primario de aceite pobre E-304 y a 13°C por intercambio con la alimentación total de vaporización del reactor en el enfriador secundario de aceite pobre E-305, después entra al absorbedor por el domo. Después que el aceite es enfriado una pequeña corriente de aceite es retirada a limite de Batería y una pequeña corriente es adicionada para mantener el rango de ebullición del aceite del absorbedor circulante.

La cabeza del agotador es parcialmente condensada con agua de enfriamiento en el condensador del agotador E-307 A/H y separada en el tanque de reflujo del agotador D-302. La fracción de vapor es reciclada al enfriador de alimentación del absorbedor E-301 para la recuperación de propano y propileno en el absorbedor. La fracción líquida es enviada por la bomba de reflujo del agotador P-303 A, B, hacia el domo del agotador como reflujo; La otra parte de la fracción líquida es enviada por la bomba de domos del agotador P-304 A, B, al deetanizador T-303, combinándose con el líquido del tanque de vaporización instantánea del absorbedor D-301.

El deetanizador es una torre operando con 50 Platos, la temperatura de domo es de 41 °C con una presión absoluta de 28.6 kg/cm², la cual separa el etano e hidrocarburos ligeros de el propano, propileno y material pesado.

La temperatura de fondos es de 69°C con una presión absoluta de 28.9 kg/cm². El calor del rehervidor de la torre es provisto por vapor de baja presión en el rehervidor del deetanizador E-309 A/B.

La cabeza del deetanizador es parcialmente condensado por enfriamiento a 21°C por intercambio con propano como refrigerante en el condensador del deetanizador E-308. El líquido condensado es bombeado por la bomba de reflujo del deetanizador P-307 A, B. que regresa al Deetanizador como reflujo. El vapor de cabeza de el tanque de reflujo del deetanizador D-303 es reciclado regresando al enfriador de alimentación E-301 al absorbedor para recuperar el propano y propileno en el absorbedor. Los fondos líquidos del deetanizador se envían a la Sección de Recuperación de Propileno.

Sección de Recuperación de Propileno.

La Sección de Recuperación de Propileno esta diseñada para recuperar productos de baja y de alta pureza de propileno.

En suma a la unidad de deshidrogenación de producto, La Sección de Recuperación de Propileno recibe corrientes ricas de propileno de la Unidad de Etileno y de la Unidad FCC.

Después de remover butanos y materiales pesados, el propano contenido en estas corrientes es reciclado a la Sección de Vaporización de Alimentación.

Los fondos del deetanizador de la Sección de Planta de Gas son cargados al plato 14 de una torre de baja pureza T-401, también en el plato 50 de la torre es alimentada una corriente rica en propileno de la FCC. Esta torre consta de 125 platos operando a una temperatura de domo de 50°C con una presión de 20.8kg/cm² absolutos, la cual produce una corriente de propileno con 94.27% en mol como producto de domo. La temperatura de fondos de la torre es de 56°C con una presión absoluta de 21.5 kg/cm². El calor del rehedidor de esta torre está provisto por vapor de baja presión en el rehedidor de la torre de propileno de baja pureza E-401 A/B.

La corriente del domo de la torre es totalmente condensada con agua de enfriamiento en el condensador de la torre de baja pureza E-402 A/H. Una porción líquida del domo de el tanque de reflujo de la torre de baja pureza D-401 es bombeado por la bomba de reflujo de la torre propileno de baja de pureza P-402 A/B y regresa a la torre como reflujo.

El líquido neto del domo después es enfriado en el enfriador de propileno de baja pureza E-403 a 38°C, siendo este producto propileno de baja pureza de 95% en mol enviado a Límite de Baterías.

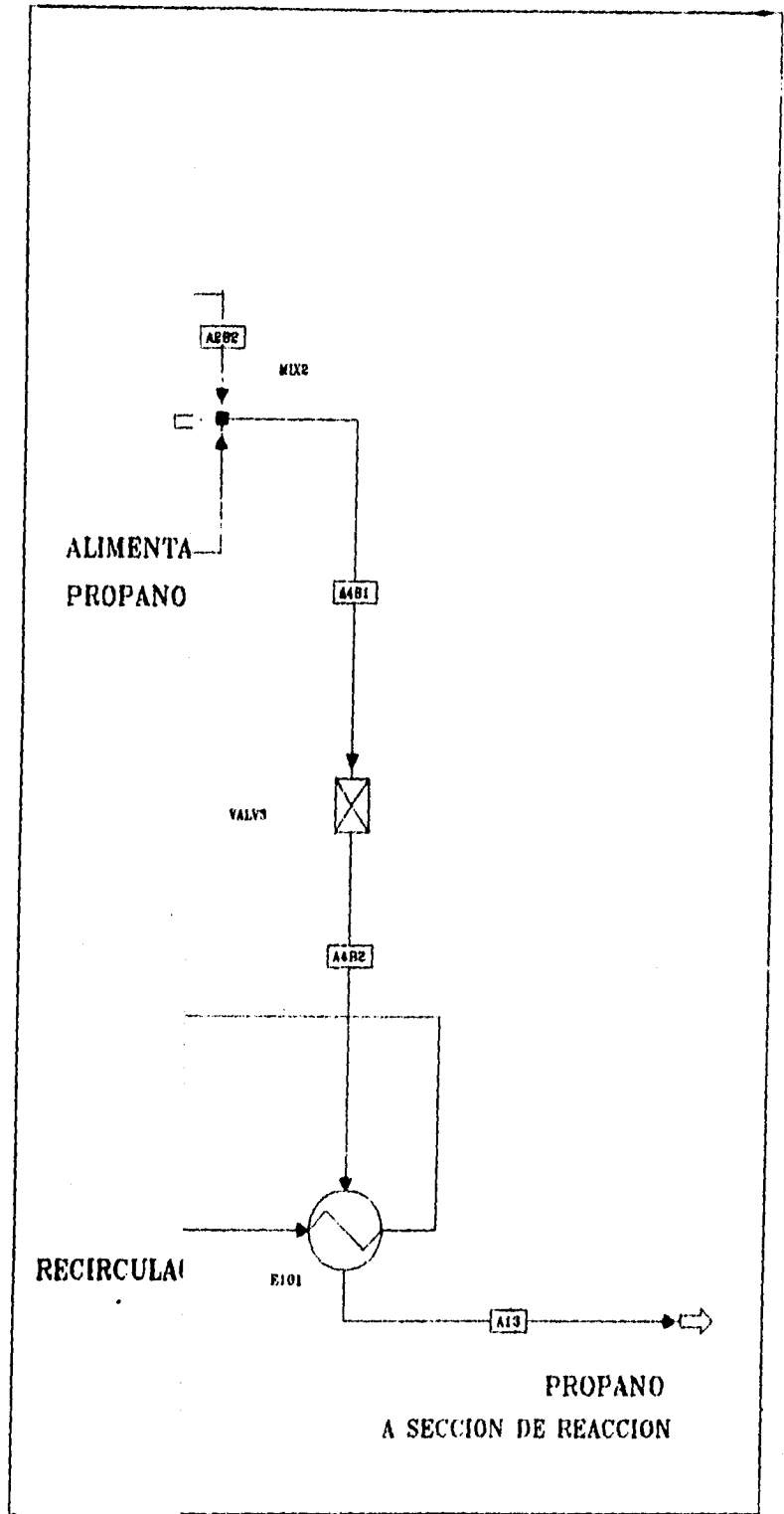
Los fondos de la torre de baja pureza son bombeados por la bomba de fondos de la torre de propileno de baja pureza P-401 A/B hacia las torres de propileno de alta pureza T-402 A, B, C, D. Por las limitaciones de peso el agotador de propileno de alta pureza opera con una temperatura de domo de 50°C y una presión absoluta de 20.8 kg/cm², la cual produce una corriente de propileno con una pureza de 99.7% en mol como producto de domo.

Son dos trenes en paralelo de dos torres en serie conteniendo un total de 250 platos. El líquido es bombeado de arriba hacia abajo de la sección por las bombas de transferencia de la torre de propileno de alta pureza T-402B y repuesto P-403 A, B, C, D. La temperatura de fondos es de 64°C con un presión absoluta de 23.1 kg/cm².

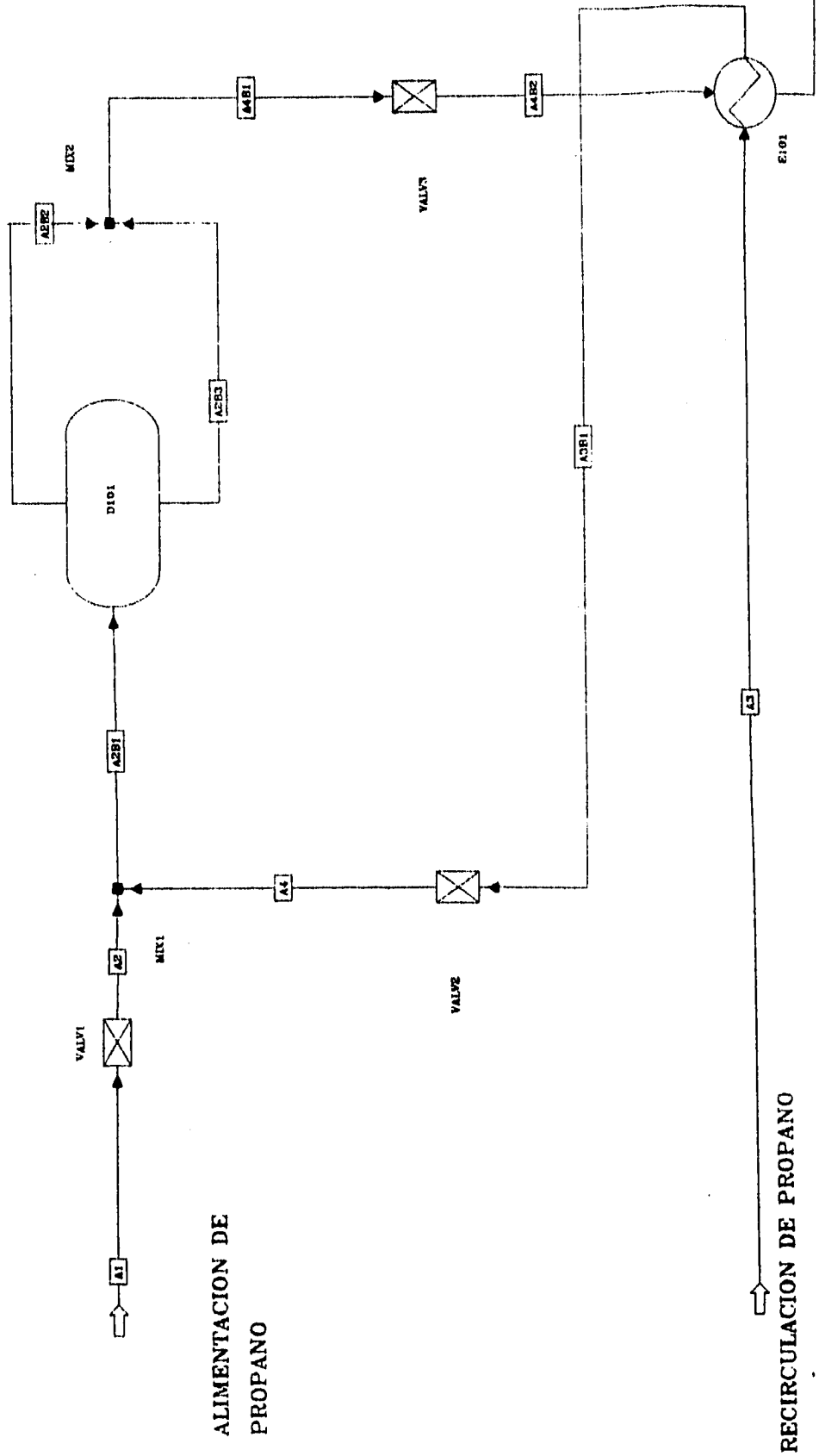
El calor del rehedidor de esta sección para estas torres está provisto por un vapor de baja presión en el rehedidor de la torre de propileno de alta pureza E-404 A/B.

El flujo del Domo es totalmente Condensado con agua de enfriamiento en el condensador de la torre de propileno de alta pureza E-405 A/L . Los productos del domo de las torres de propileno de alta pureza T-402 son enviados al condensador de la torre de propileno de alta pureza E-405 A/L y enviados al tanque de reflujo de la torre de propileno de alta pureza D-402 A/B, y es bombeado por la bomba de reflujo de la torre de propileno de alta pureza P-405 A, B, C, D. de regreso a la torre como reflujo. el líquido neto del domo es enfriado a 38°C en el enfriador de propileno de alta pureza E-406 y enviado fuera como una corriente de propileno de una pureza de 99.7% en mol como Producto.

Los fondos de la torre de alta pureza T-402 son enviados más adelante a una torre de propano de recirculación T-403. Esta torre tiene 30 platos operando a una temperatura de domo de 53°C con una presión absoluta de 19.7 kg/cm² que remueve butanos y materiales pesados de propano. La temperatura de fondos es de 99°C con una presión absoluta de 20 kg/cm².



SECCION DE VAPORIZACION DE ALIMENTACION

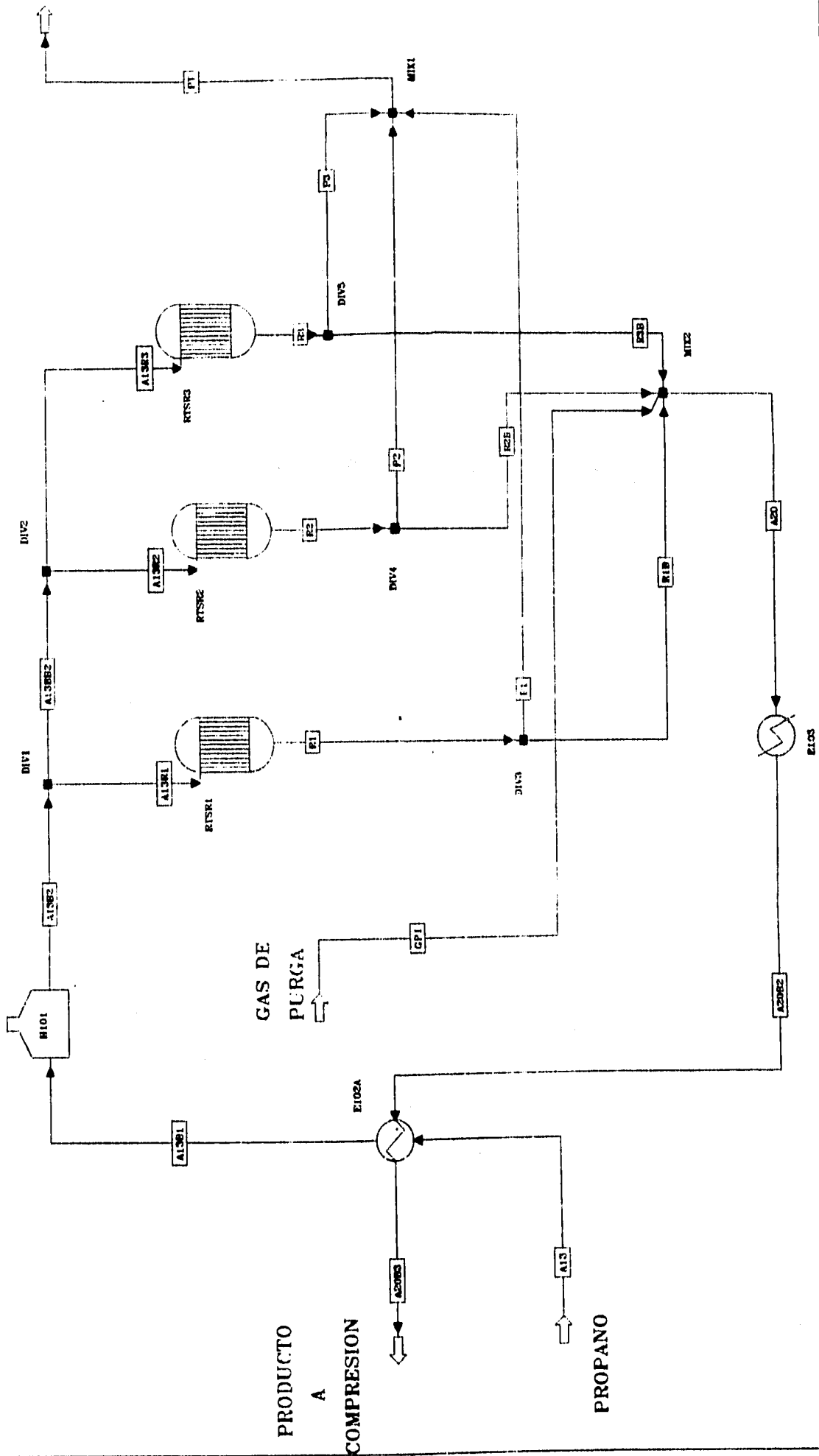


ALIMENTACION DE PROPANO

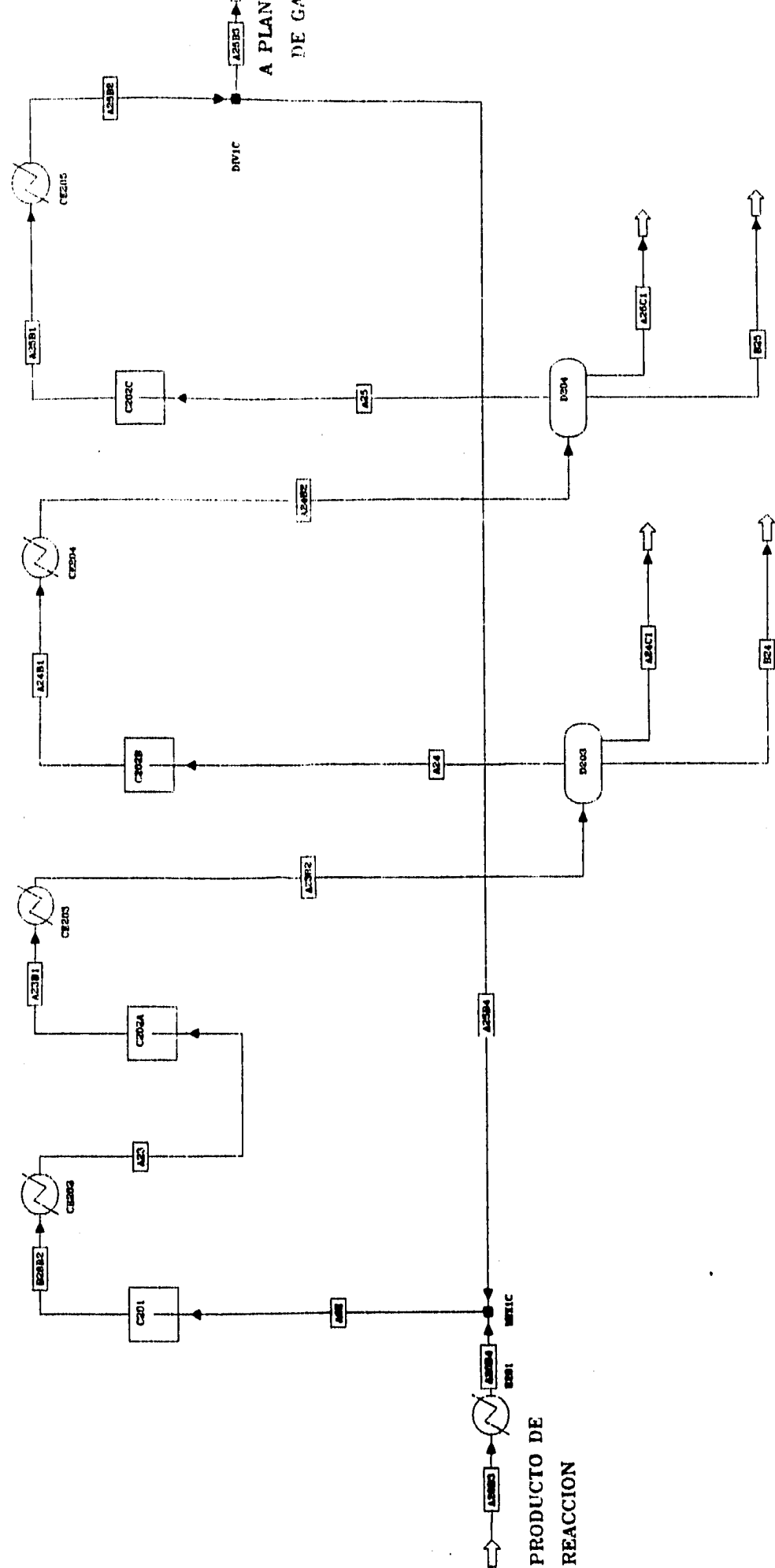
RECIRCULACION DE PROPANO

PROPANO A SECCION DE REACCION

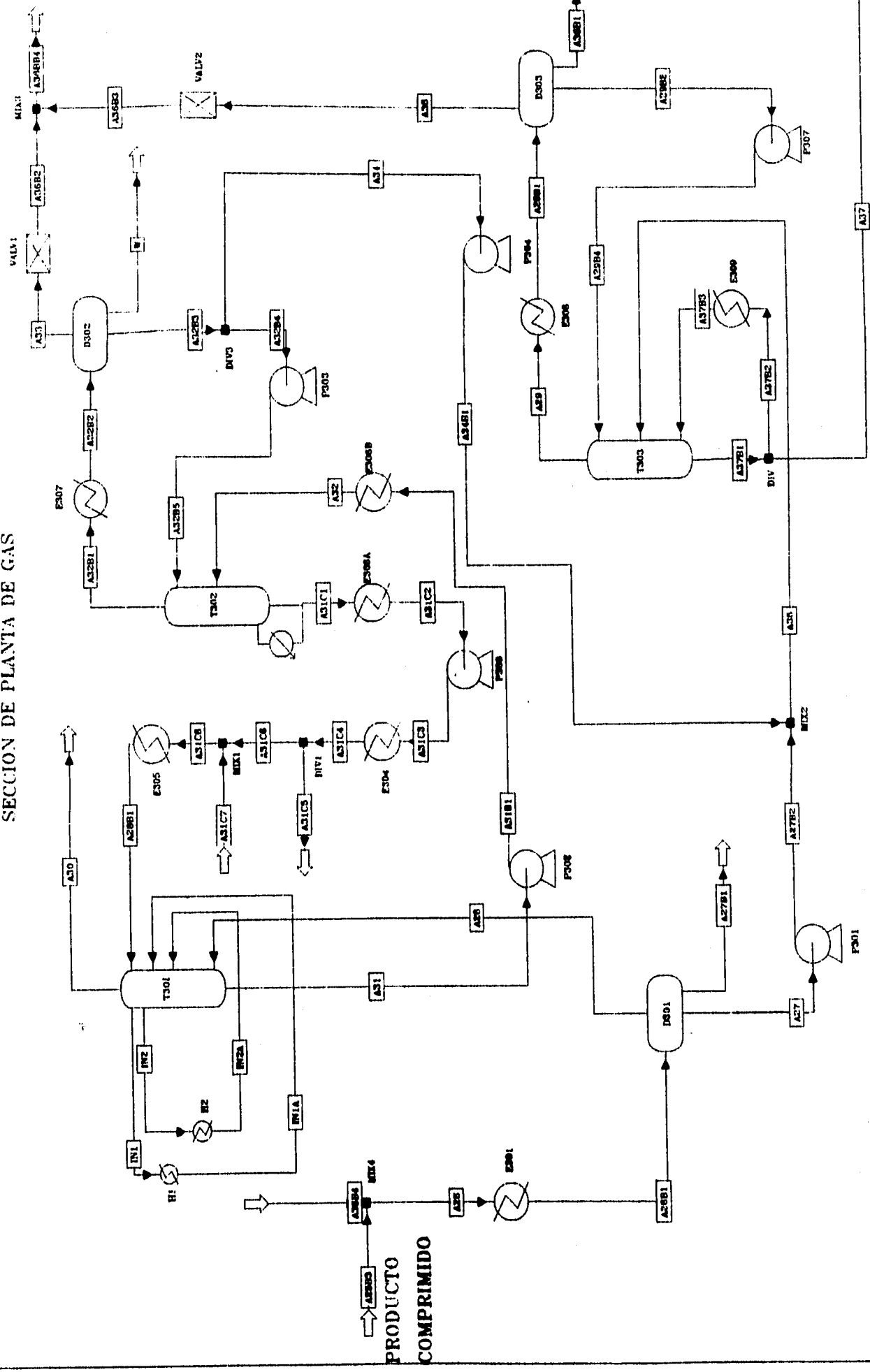
SECCION DE REACCION



SECCION DE COMPRESION



SECCION DE PLANTA DE GAS



A SECCION DE RECUPERACION

SECCION DE RECUPERACION DE PROPILENO

PROPILENO
FCC

A39

VALV3

A38B5

A38B1

A38B2

E402

P402

A38C3

A38C1

DIV2

A38C4

P401

A38C5

VALV2

A43

A43B4

DIV1

A38B6

A49

A45

A43B1

DIV3

A43B2

A43B3

E404

P401

A43B4

A43B7

VALV1

E403

T402R

A43B4

E405

A43B5

VALV4

A43B9

DIMA43

A43B7

DIV4

A43B8

T402

A43B1

DIV3

A43B2

A43B3

E404

P401

A43B4

A43B7

VALV1

E403

A40

PROPILENO ALTA PUREZA

PROPILENO BAJA PUREZA

T403

A45B1

E408

A45B2

A45B3

P406

DIV5

A45B6

DIV6

A45B7

E409

A45B8

A45B9

T404

E407

P404

A45B6

A45B7

VALV5

A47

A47B1

A44

E406

PROPILENO ALTA PUREZA

PROPILENO BAJA PUREZA

A31

DIV5

A47B1

VALV6

A47

A47B1

A44

E406

PROPILENO ALTA PUREZA

PROPILENO BAJA PUREZA

A31

DIV5

A47B1

VALV6

A47

A47B1

A44

E406

PROPILENO ALTA PUREZA

PROPILENO BAJA PUREZA

CAPITULO V

SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE PROPILENO

SIMULACION DE LA PLANTA

La Simulación de la Planta de Propileno del Complejo Morelos, Ver. se realizó en el Simulador de Procesos Químicos, ASPEN PLUS Release 8.5-9.x, que es un simulador clasificado como modular secuencial.

Para realizar la simulación se requiere los datos de entrada que se incluyen en un archivo de entrada de datos con extensión *.inp (también en archivos *.IWD para otras versiones) llamados input, en ellos se encuentra la información del DFP.

Los resultados se encuentran en un archivo de salida o reporte con extensiones *.rep ó *.out., el cual es una representación complete del funcionamiento de la planta, incluida la composición, flujo, propiedades de todas las corrientes y productos intermediarios, además del funcionamiento de las unidades de proceso.

Lo requisitos para modelar en ASPEN PLUS pueden resumirse de la siguiente manera:

- DEFINIR el DFP a ser modelado y el propósito de la simulación.
- Especificar las UNIDADES para los datos de entrada y salida (input, output).
- Especificar que COMPONENTES químicos estarán presentes .
- Especificar METODOS y MODELOS para calcular propiedades físicas.
- Romper el DFP en bloques operativos y escoger un Modelo apropiado para cada bloque.

-
- Definir las CORRIENTES DE ALIMENTACION al proceso .
 - Especificar el funcionamiento de cada bloque operativo para representar el Diseño y Condiciones de Operación del Proceso.
 - Imponer algunas especificaciones de Diseño.
 - Plantear algunos casos de Análisis de Sensibilidad de Proceso o de alguna parte del mismo.

Las unidades para los datos de entrada y salida pueden especificarse en bloque (Sistema Internacional, Sistema Inglés o Sistema Métrico) ó en unidades específicas para cada propiedad.

En el caso de la Planta de Propileno se eligió el Sistema Métrico de Unidades.

Los componentes pueden ser manejados por Aspen como componentes verdaderos, pseudocomponentes, o como un componente caracterizado por su curva de destilación y su peso molecular, o como grupo de componentes.

Selección de modelos.

Aspen cuenta con diferentes modelos de cálculo para propiedades termodinámicas ya que para cada sistema el modelo puede variar dependiendo del tipo de componentes , composición y condiciones de operación. Aspen calcula las propiedades termodinámicas y de transporte que sean requeridas para la simulación, contando para ello con los bancos de datos, además de poder incluir datos adicionales y parámetros para extender la información de los mismos.

También existen modelos para las operaciones unitarias. Aspen cuenta con numerosos modelos, simplificados y rigurosos. Además cuenta con módulos para diseño.

Algunos de los modelos de propiedades termodinámicas se resumen en la siguiente lista con la clave que maneja Aspen para su identificación.

Identificación	Modelo de Propiedades Termodinámicas
SYSOP0	Ideal/Ley de Raoult
SYSOP1	Correlaciones de Estados Correspondientes
SYSOP2	Chao Seader
	Grayson-Streed
	Ecuaciones de Estado
SYSOP3	Redlich-Kwong-Soave
SYSOP4	Peng-Robinson
SYSOP5	BWR-Lee-Starling
SYSOP6	Redlich-Kwong-Aspen
SYSOP14	Perturbed-Hard-Chain
SYSOP17	Lee-Kresler-Plöcker
SYSOP18	Redlich-Kwong-UNIFAC
	UNIFAC Modelos de Coeficientes de Actividad
SYSOP7	UNIFAC/Redlich-Kwong
SYSOP7A	UNIFAC/Redlich-Kwong/Ley de Henry
SYSOP7B	UNIFAC/Nothnagel
SYSOP7C	UNIFAC/Nothnagel/Ley de Henry
SYSOP7D	UNIFAC/Hayden-O'Connell
SYSOP7E	UNIFAC/Hayden-O'Connell/Ley de Henry
SYSOP7L	UNIFAC/(liquid-Liquid)/Redlich-Kwong

Los modelos de propiedades pueden ser utilizados globalmente en el simulador o incluir alguna variación en algún bloque.

Los modelos de las operaciones unitarias pueden resumirse en la siguiente lista.

NOMBRE	DESCRIPCION
Mezcladores y Separadores	
MIXER	Mezclador de corrientes
FSPLIT	Divisor de corrientes
SEP	Separador de componentes
SEP2	Separador de componentes 2 salidas
Intercambio de Calor y Separación Flash	
HEATER	Calentador/Enfriador
FLASH2	Flash
FLASH3	Separación Flash 3 salidas
HEATX	Intercambio térmico
MHEATX	Intercambio térmico multicorrientes
Diseño de Columnas	
DSTWU	Diseño corto destilación
DISTL	Diseño de columnas
SCFRAC	Diseño para columnas de destilación complejas
Columnas de Destilación	
RADFRAC	Destilación Método Riguroso
MULTIFRAC	Destilación Método Riguroso para columnas complejas.
EXTRAC	Extracción L-L Método Riguroso
ABSBX	Absorbador-Agotador Método Riguroso
Reactores	
RSTOIC	Reactor Estequiométrico
RYIELD	Reactor de Eficiencia
REQUIL	Reactor al Equilibrio
RGIBBS	Reactor con Equilibrio por minimización de la Energía Libre de Gibbs
RCSTR	Reactor Continuo Agitado
RPLUG	Reactor de Flujo Tapón
RBATCH	Reactor por lotes
Bombas, Compresores, Expansores.	
PUMB	Bomba
COMPR	Compresor/Turbina
MCOMPR	Compresor multietapa/Turbina
DUPL	Duplicador de corrientes
MULT	Multiplicador de corrientes

En el simulador pueden utilizarse claves para nombrar a los componentes y a los módulos de proceso. Para el caso de la Planta de Propileno se utilizaron las siguientes claves para identificar a los diversos compuestos.

ID	FORMULA	COMPUESTO
H2	H2	hidrógeno
N2	N2	nitrógeno
C-1	CO	monóxido de C.
C-2	CO2	dióxido de C.
C1	CH4	metano
C2	C2H6	etano
C3	C2H4	etileno
C4	C3H8	propano
C5	C3H6-2	propileno
C6	C4H10-2	isobutano
C7	C4H8-5	isobuteno
C8	C4H10-1	n-butano
C9	C4H8-1	1-buteno
C10	C4H6-4	1,3-butadieno
C11	C5H12-2	l-pentano
H2O	H2O	agua

El aceite de absorción se caracterizó de la siguiente forma:

ID	FORMULA	COMPUESTO
CA1	C7H16-2	l-heptano
CA2	C7H16-1	n-heptano
CA3	C7H8	tolueno
CA4	C8H18-2	l-octano
CA5	C8H18-1	n-octano
CA6	C8H10-4	etil-benceno
CA7	C8H10-3	p-xileno
CA8	C8H10-2	m-xileno

En la simulación de la Planta de Propileno se utilizaron como modelos de propiedades termodinámicas los modelos SYSOP3 y SYSOP4, que corresponden a los modelos de las ecuaciones Redlich-Kwong-Soave y Peng-Robinson respectivamente por ser las ecuaciones que ajustaron mejor a los datos reales.

Los métodos de convergencia que utiliza el simulador son el método de Wegstein principalmente y el método de Broyden.

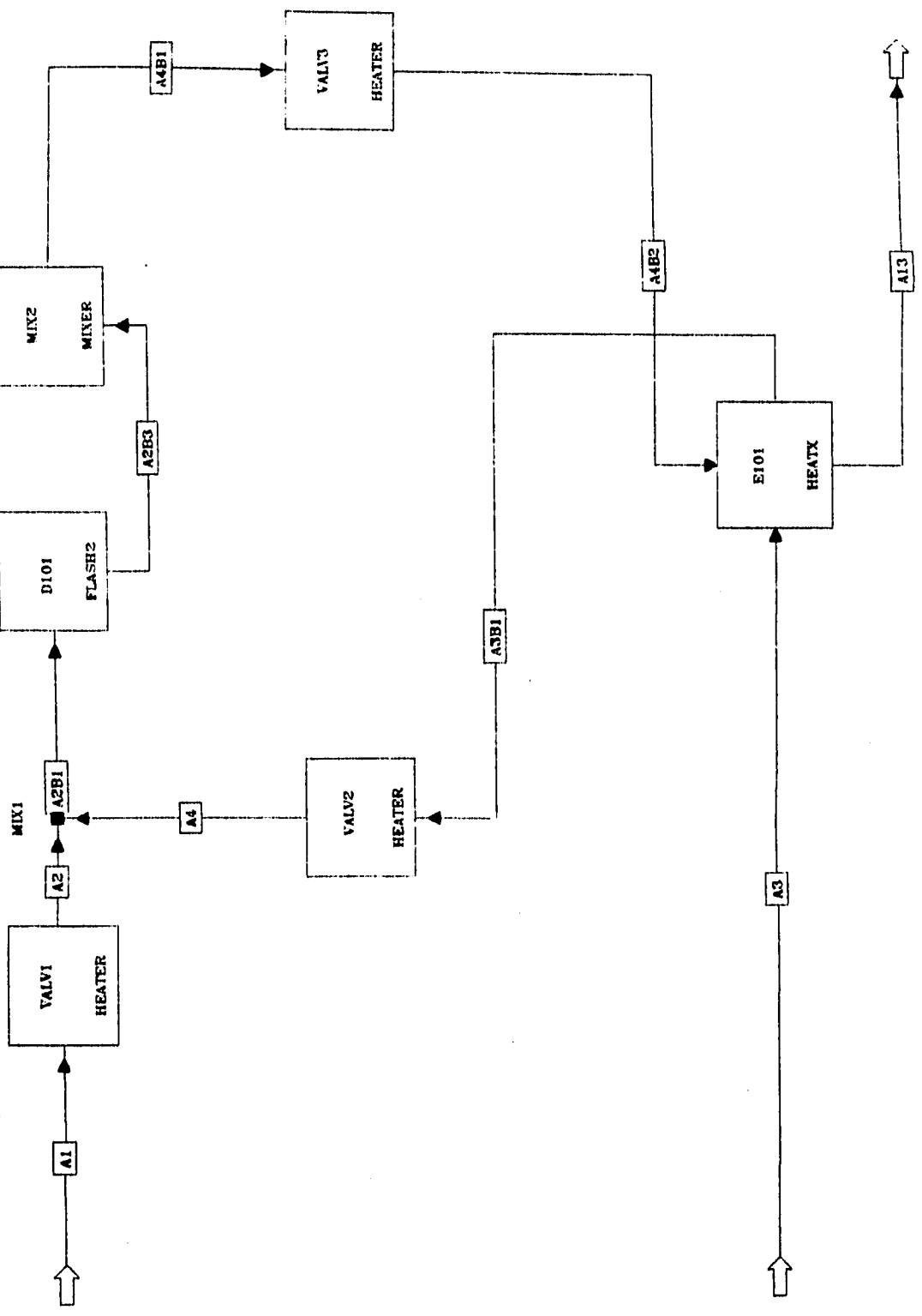
Para los ciclos de materia se emplean estimados iniciales o corrientes de corte, los cuales se obtienen por algún método como balances de materia y energía, métodos aproximados o métodos simplificados de cálculo

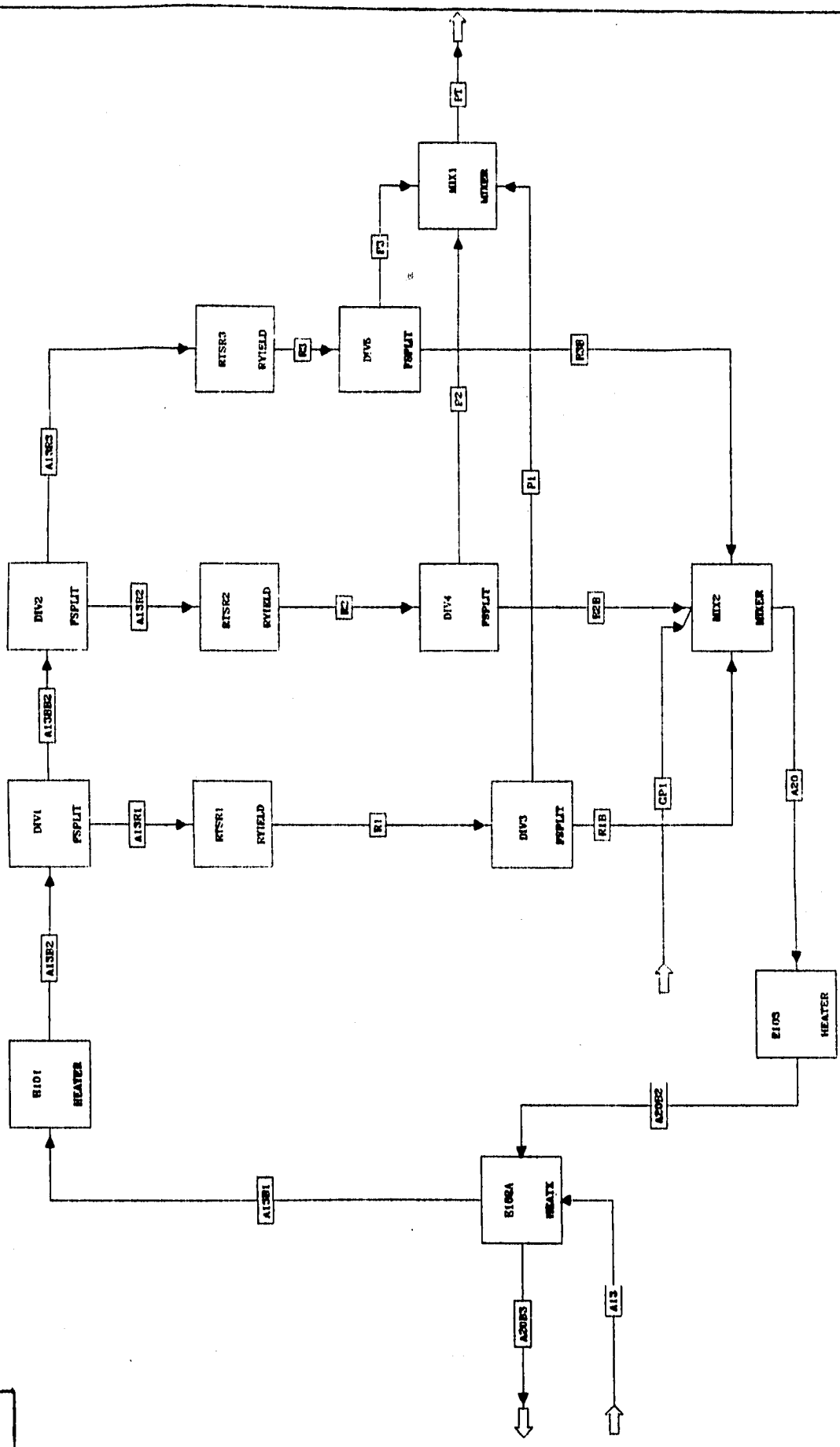
También se debe especificar en la simulación además de las corrientes de corte los ciclos de convergencia, el orden o secuencia de cálculo, producto del rompimiento en bloques de cada sección a ser simulada y de la estrategia de la estructura de proceso. Ello queda expresado gráficamente en los Diagramas de Simulación, los cuales tienen información de la interconexión de las corrientes de proceso con los módulos de proceso.

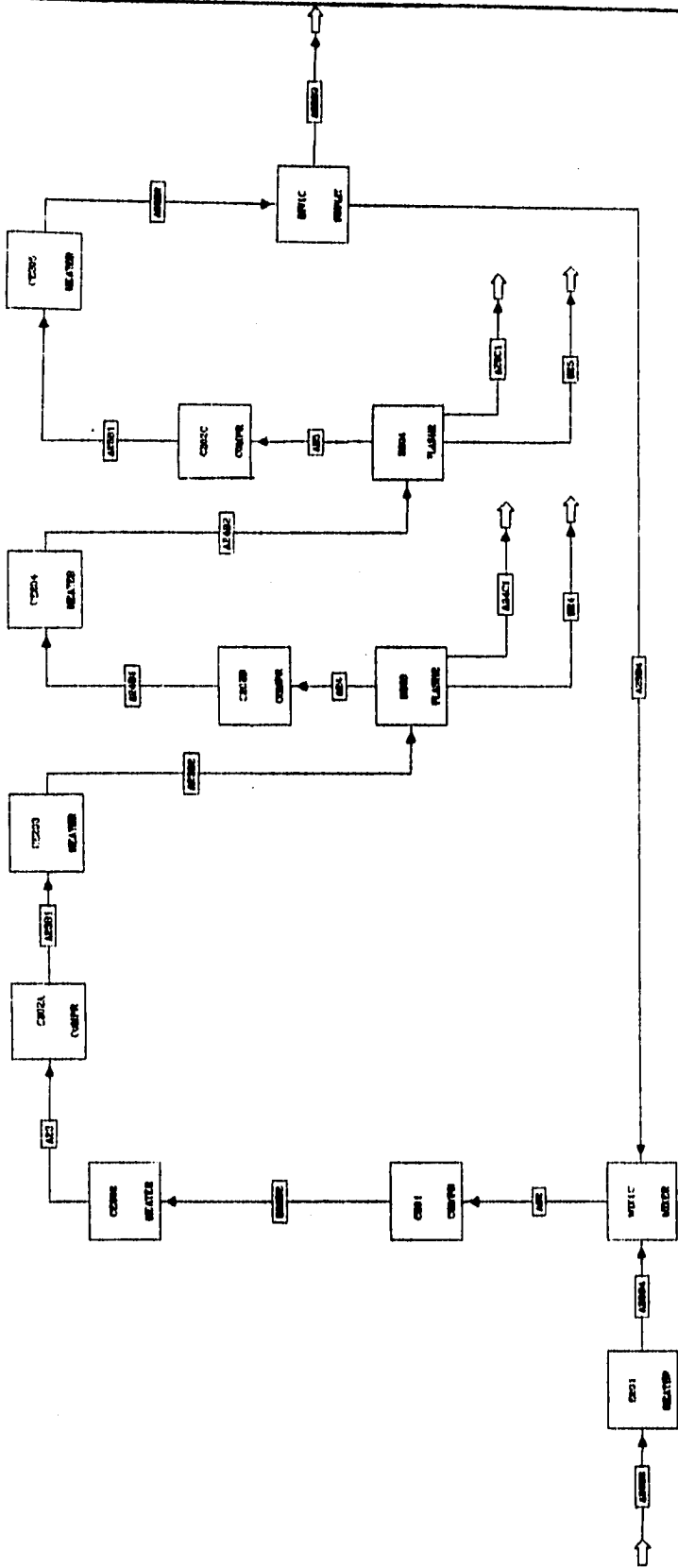
Los diagramas siguientes corresponden a los diagramas de simulación de las Secciones de la Planta de Propileno.

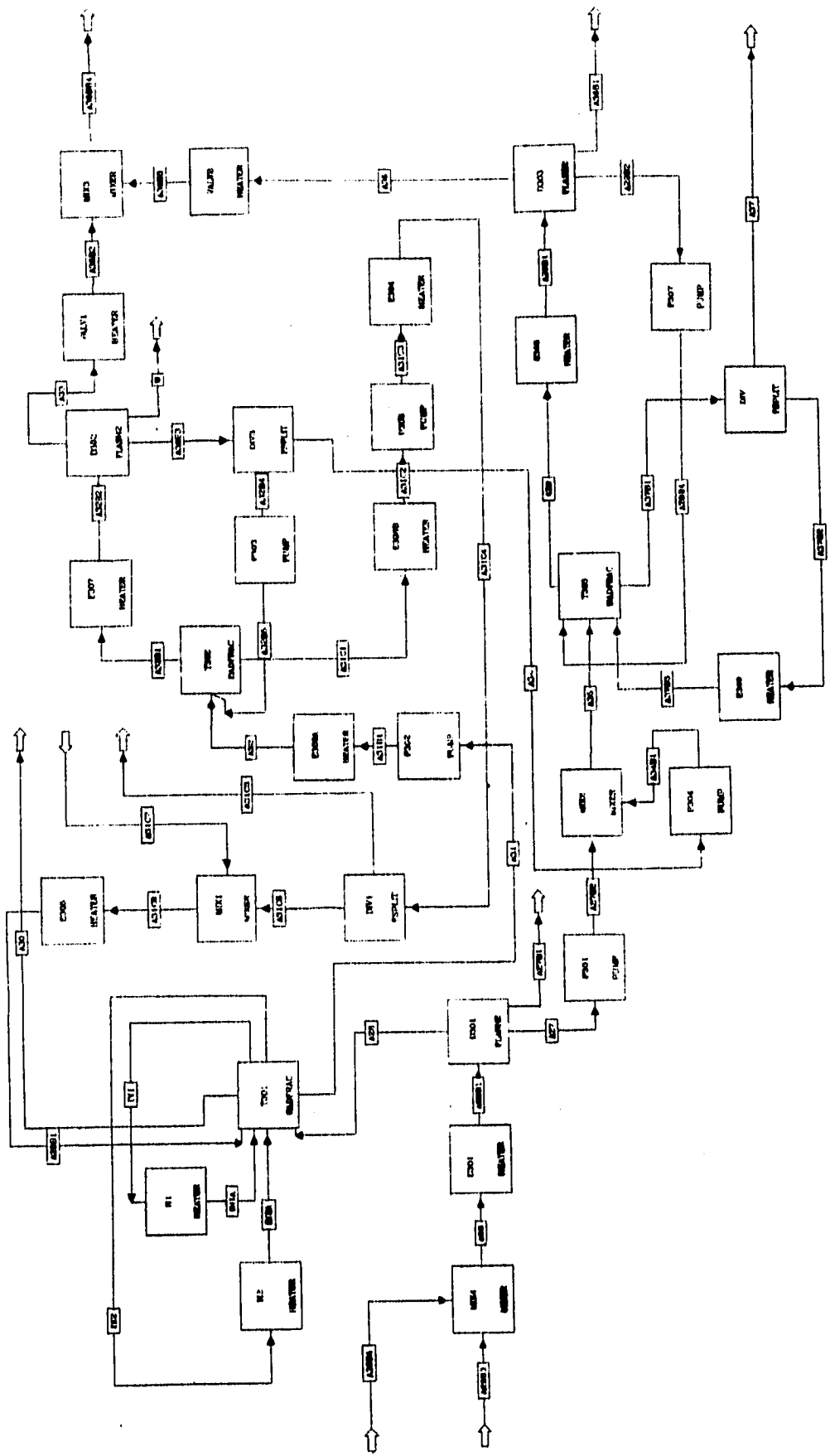
- 1) Diagrama de Simulación de la Sección de Vaporización de Alimentación
- 2) Diagrama de Simulación de la Sección de Reacción
- 3) Diagrama de Simulación de la Sección de Compresión
- 4) Diagrama de Simulación de la Sección de Planta de Gas
- 5) Diagrama de Simulación de la Sección de Recuperación de Propileno

1

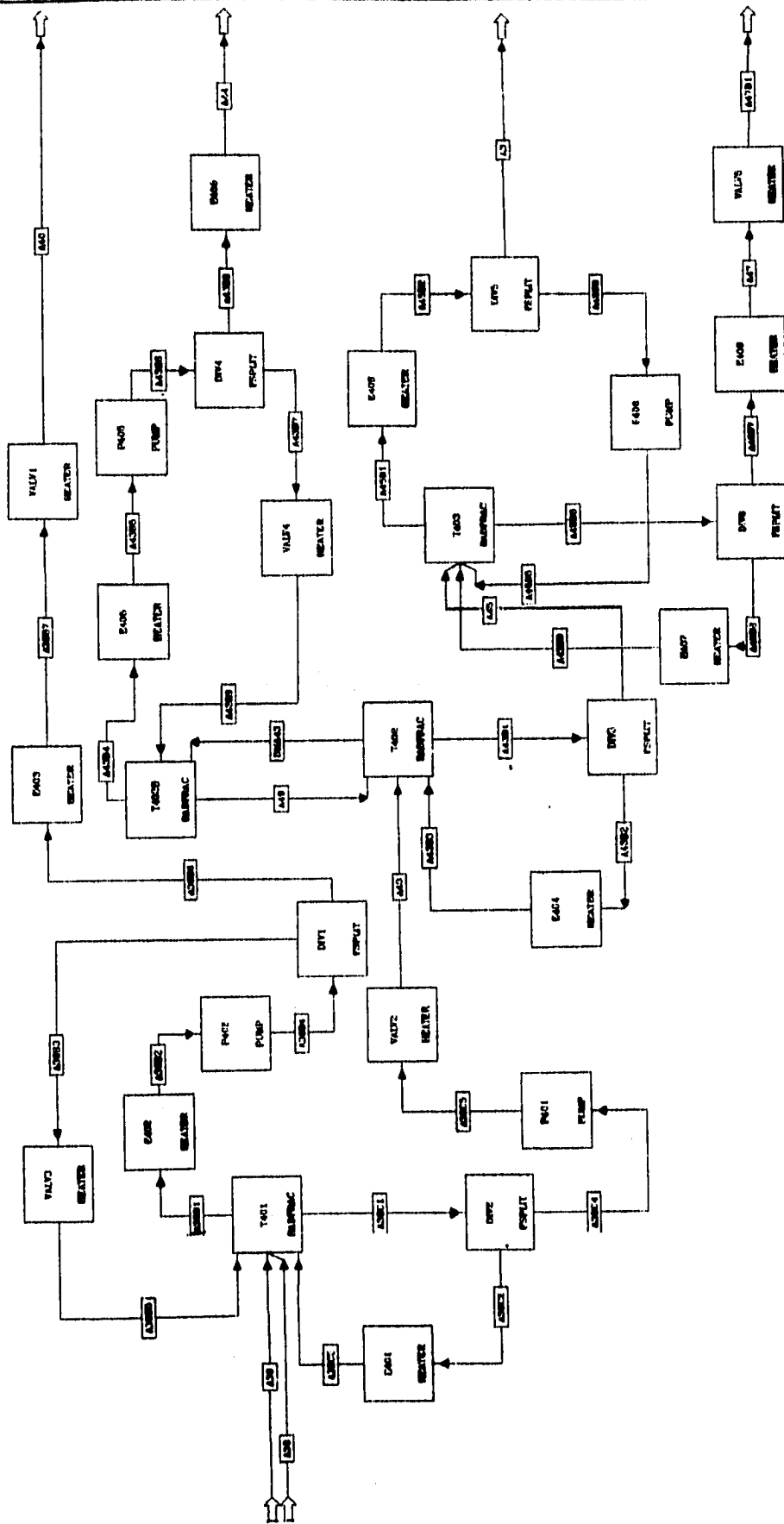








4



CAPITULO VI

ANÁLISIS DE RESULTADOS

ANÁLISIS DE RESULTADOS

En las siguientes tablas se realiza el análisis de resultados de la planta basándose en las corrientes principales de proceso. Se muestran los componentes, las corrientes con su identificación, el resultado de la simulación en el simulador ASPEN PLUS, y los datos de la planta para hacer la comparación de lo acertado del trabajo.

1) Análisis de la Sección de Vaporización de Alimentación.

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE		A1			A13	
COMPONENTES: KG/HR						
C-2 CO2	23	23	0	23	23	0
C1 METANO	45	45	0	45	45	0
C2 ETANO	1062	1062	0	1062	1062	0
C3 ETILENO	0	0	---	0	0	---
C4 PROPANO	53481	5.35E+04	0	95877	95877	0
C5 PROPILENO	0	0	---	1778	1778	0
C6 ISOBUTANO	1509	1509	0	1691	1691	0
C7 ISOBUTENO	0	0	---	92	92	0
C8 N-BUTANO	606	606	0	634	634	0
KG/HR	56726		---	101200	101202	1.9762E-05
TEMP K	311.15	311.15	0	302.17	302.15	6.6192E-05
PRES ATM	17.1	17.1	0	4.5	4.5	0
VFRAC	0	0	---	1	1	0
LFRAC	1	1	0	0	0	---
PM PROMEDIO	44.0475	44.05	5.6754E-05	44.0626	44.06	6.355E-05

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE		A3	
COMPONENTES: KG/HR			
C4 PROPANO	42396	42396	0
C5 PROPILENO	1778	1778	0
C6 ISOBUTANO	182	182	0
C7 ISOBUTENO	92	92	0
C8 N-BUTANO	26	26	0
KG/HR	44476	44476	0
TEMP K	325.15	325.15	0
PRES ATM	19.3	19.3	0
VFRAC	0	0	---
LFRAC	1	1	0
PM PROMEDIO	44.0623	44.06	5.2178E-05

En la sección de Vaporización de Alimentación puede observarse que prácticamente no existe error, debido a que sólo se produce calentamiento para cambio de fase, con motivo de la preparación del propano a condiciones de reacción, además las operaciones de intercambio térmico y flash son sencillas. El modelo de Peng-Robinson representó de forma adecuada a los hidrocarburos presentes en la sección.

2) Análisis de resultados de la sección de reacción.

	SIMULADO	DISEÑADO	ERROR	SIMULADO	DISEÑADO	ERROR
CORRIENTE		A13			A13B2	
COMPONENTES: KG/HR						
H2	0	0	---	0	0	---
N2	0	0	---	0	0	---
C-1 CO	0	0	---	0	0	---
C-2 CO2	22.9006	23	1.7391E-05	22.9006	23	1.7391E-05
C1 METANO	44.999	45	2.2222E-05	44.999	45	2.2222E-05
C2 ETANO	1061.9972	1062	2.6365E-06	1061.9972	1062	2.6365E-06
C3 ETILENO	0	0	---	0	0	---
C4 PROPANO	95877	95877	0	95877	95877	0
C5 PROPILENO	1777.998	1778	1.1240E-05	1777.998	1778	1.1240E-05
C6 ISOBUTANO	1690.9957	1691	2.5429E-06	1690.9957	1691	2.5429E-06
C7 ISOBUTENO	91.9946	92	5.8696E-05	91.9946	92	5.8696E-05
C8 N-BUTANO	633.9991	634	1.4196E-06	633.9991	634	1.4196E-06
H2O	0	0	---	0	0	---
KG/HR	101200	101202	1.9762E-05	101200	101202	1.9762E-05
TEMP K	302.15	302.15	0	302.15	302.15	0
PRES ATM	4.5	4.5	0	4.5	4.5	0
VFRAC	1	1	0	1	1	0
LFRAC	0	0	---	0	0	---
PM PROMEDIO	44.0626	44.06	6.355E-05	44.0626	44.06	6.355E-05

	SIMULADO	DISEÑADO	ERROR	SIMULADO	DISEÑADO	ERROR
CORRIENTE		A20			A20B3	
COMPONENTES: KG/HR						
H2	2432	2432	0	2431.9999	2432	4.1118E-08
N2	5425.9978	5426	4.4231E-07	5425.9978	5426	4.4231E-07
C-1 CO	289.9987	290	4.4828E-06	289.9987	290	4.4828E-06
C-2 CO2	1459.0007	1459	4.7978E-07	1458.9975	1459	1.7135E-06
C1 METANO	2954.0001	2954	3.3852E-08	2953.9991	2954	3.0467E-07
C2 ETANO	3085.9914	3086	2.7868E-06	3085.9908	3086	2.9612E-06
C3 ETILENO	1392.0013	1392	9.3391E-07	1392.0002	1392	1.4388E-07
C4 PROPANO	40887	40887	0	40887	40887	0
C5 PROPILENO	46990	46990	0	46990	46990	0
C6 ISOBUTANO	768.001	768	1.3021E-06	767.9982	768	2.3438E-06
C7 ISOBUTENO	655.9989	656	1.6768E-06	655.9979	656	3.2012E-06
C8 N-BUTANO	705.9977	706	2.8894E-06	705.9965	706	4.397E-06
H2O	3242.9999	3243	3.0836E-07	3242.9999	3243	3.0836E-07
KG/HR	110180	110179	9.0761E-06	110180	110179	9.0761E-06
TEMP K	878.1478	878.15	2.5053E-06	438.15	438.15	0
PRES ATM	0.46	0.46	0	0.36	0.3	0.2
VFRAC	1	1	0	1	1	0
LFRAC	0	0	—	0	0	—
PM PROMEDIO	27.2864	27.3	0.00049817	27.2864	27.3	0.00049817

La sección de reacción utilizó un modelo de reacción llamado RYIELD utilizando eficiencias o conversiones en mol. Este módulo de Cálculo para reacciones, solamente estima los productos en función de la conversión que se alimenta como información, por ello los errores que aparecen son debido al manejo de las cifras significativas empleadas en los cálculos de las operaciones aritméticas básicas y no debido a errores de cálculo o de aproximación.

ANÁLISIS DE RESULTADOS

CAPÍTULO VI

3) Análisis de resultados de la sección de compresión

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE		A2083			A2084	
COMPONENTES: KG/HR						
H2	2432	2432	0	2432	2432	0
N2	5426	5426	0	5426	5426	0
C-1 CO	290	290	0	290	290	0
C-2 CO2	1459	1459	0	1459	1459	0
C1 METANO	2954	2954	0	2954	2954	0
C2 ETANO	3086	3086	0	3086	3086	0
C3 ETILENO	1392	1392	0	1392	1392	0
C4 PROPANO	40687	40687	0	40687	40687	0
C5 PROPILENO	46990	46990	0	46990	46990	0
C6 ISOBUTANO	768	768	0	768	768	0
C7 ISOBUTENO	656	656	0	656	656	0
C8 N-BUTANO	796	796	0	796	796	0
H2O	3243	3243	0	3243	3243	0
FLUJO TOTAL KG/HR	110180	110180	0	110180	110180	0
TEMP K	438.15	438.15	0	314.15	314.15	0
PRES ATM	0.3	0.3	0	0.27	0.27	0
VFRAC	1	1	0	1	1	0
PM PROMEDIO	27.2864	27.2864	0	27.2864	27.2864	0
	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE:		A23			A23B2	
COMPONENTES: KG/HR						
H2	2443.2822	2432	0.00463906	2443.2822	2432	0.00463906
N2	5451.1716	5426	0.00463907	5451.1716	5426	0.00463907
C-1 CO	291.3463	290	0.00463907	291.3463	290	0.00463907
C-2 CO2	1465.7684	1459	0.00463907	1465.7684	1459	0.00463907
C1 METANO	2967.7038	2954	0.00463907	2967.7038	2954	0.00463907
C2 ETANO	3100.3162	3086	0.00463906	3100.3162	3086	0.00463906
C3 ETILENO	1398.4576	1392	0.00463906	1398.4576	1392	0.00463906
C4 PROPANO	40676	40687	0.00464522	40676	40687	0.00464522
C5 PROPILENO	47206	46990	0.00463926	47206	46990	0.00463926
C6 ISOBUTANO	771.5626	768	0.00463906	771.5626	768	0.00463906
C7 ISOBUTENO	659.0432	656	0.00463902	659.0432	656	0.00463902
C8 N-BUTANO	799.6927	796	0.00463907	799.6927	796	0.00463907
H2O	3246.9151	3243	0.00120725	3246.9151	3243	0.00120725
FLUJO TOTAL KG/HR	110680	110179	0.00454715	110680	110179	0.00454715
TEMP K	286.7582	266	0.00084545	232.4040	233	0.00255406
PRES ATM	0.7	0.7	0	2.2	2.2	0
VFRAC	0.9721	0.9	0.08011111	0.9556	0.9	0.06177778
PM PROMEDIO	27.2876	27.3	0.00044669	27.2876	27.3	0.00044669

ANÁLISIS DE RESULTADOS

CAPÍTULO VI

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTES		A24			A24B2	
COMPONENTES: KG/HR						
H2	2443.2822	2432	0.00463906	2443.2822	2432	0.00463906
N2	5451.1716	5426	0.00463907	5451.1716	5426	0.00463907
C-1 CO	291.3463	290	0.00463907	291.3463	290	0.00463907
C-2 CO2	1465.767	1469	0.00463811	1465.767	1469	0.00463811
C1 METANO	2987.7038	2954	0.00463907	2987.7038	2954	0.00463907
C2 ETANO	3100.3181	3086	0.00463906	3100.3181	3086	0.00463906
C3 ETILENO	1398.4575	1392	0.00463901	1398.4575	1392	0.00463901
C4 PROPANO	40876	40687	0.00464522	40876	40687	0.00464522
C5 PROPILENO	47208	46900	0.00463928	47208	46900	0.00463928
C6 ISOBUTANO	771.5628	768	0.00463906	771.5628	768	0.00463906
C7 ISOBUTENO	659.0432	656	0.00463902	659.0432	656	0.00463902
C8 N-BUTANO	799.6927	796	0.00463907	799.6927	796	0.00463907
H2O	2256.0538	2583	0.12857615	2256.0538	2583	0.12857615
FLUJO TOTAL KG/HR	106690	106519	0.00156137	106690	106519	0.00156137
TEMP K	314.15	314.15	0	315.0779	315	0.0002473
PRES ATM	2.2	2.2	0	7	7	0
VFRAC	1	1	0	0.9796	0.9	0.08833333
PM PROMEDIO:	27.4153	27.38	0.00128628	27.4153	27.38	0.00128628

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTES		A24C1			A25	
COMPONENTES: KG/HR						
H2	0	0	---	2443.2822	2432	0.00463906
N2	0	0	---	5451.1716	5426	0.00463907
C-1 CO	0	0	---	291.3463	290	0.00463907
C-2 CO2	0	0	---	1465.767	1469	0.00463811
C1 METANO	0	0	---	2987.7038	2954	0.00463907
C2 ETANO	0	0	---	3100.3181	3086	0.00463906
C3 ETILENO	0	0	---	1398.4575	1392	0.00463901
C4 PROPANO	0	0	---	40876	40687	0.00464522
C5 PROPILENO	0	0	---	47208	46900	0.00463928
C6 ISOBUTANO	0	0	---	771.5628	768	0.00463906
C7 ISOBUTENO	0	0	---	659.0432	656	0.00463902
C8 N-BUTANO	0	0	---	799.6927	796	0.00463907
H2O	651.1722	680	0.01337545	847.8707	792	0.07054381
FLUJO TOTAL KG/HR	651.1722	680	0.01337545	108280	107728	0.00512402
TEMP K	314.15	314.15	0	314.15	314.15	0
PRES ATM	2.2	2.2	0	7	7	0
VFRAC	0	0	---	1	1	0
PM PROMEDIO	18.015	18	0.00083333	27.6028	27.62	0.00082998

ANÁLISIS DE RESULTADOS

CAPÍTULO VI

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTES		A2582			A2583	
COMPONENTES: KG/HR						
H2	2443.2822	2432	0.00483906	2431.9999	2432	4.1118E-08
N2	5451.1716	5428	0.00483907	5425.9999	0	---
C-1 CO	291.3453	290	0.00483907	290	290	0
C-2 CO2	1465.767	1459	0.00483811	1458.9999	1459	9.5956E-07
C1 METANO	2987.7038	2954	0.00483907	2953.9999	2954	3.3852E-08
C2 ETANO	3100.3161	3088	0.00483905	3085.9999	3088	3.2404E-08
C3 ETILENO	1398.4575	1392	0.00483901	1391.9999	1392	7.1839E-08
C4 PROPANO	40876	40887	0.00484522	40887	40887	0
C5 PROPILENO	47208	46990	0.00483928	46990	46990	0
C6 ISOBUTANO	771.5628	768	0.00483908	768	768	0
C7 ISOBUTENO	859.0432	858	0.00483902	858	858	0
C8 N-BUTANO	799.8927	798	0.00483907	798	798	0
H2O	847.8707	792	0.07054381	843.9555	792	0.08500038
FLUJO TOTAL KG/HR	108280	107728	0.00512402	107780	102302	0.05354734
TEMP K	314.15	314.15	0	314.15	312.15	0.00640718
PRES ATM	19.2	19.2	0	19.2	19.3	0.00518135
VFRAC	1	1	0	1	1	0
LFRAC	0	0	---	0	0	---
PM PROMEDIO	27.8028	27.62	0.00062998	27.8028	27.62	0.00062998

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTES		A25C1	
COMPONENTES: KG/HR			
C1 METANO	0	0	---
C2 ETANO	0	0	---
C3 ETILENO	0	0	---
C4 PROPANO	0	0	---
C5 PROPILENO	0	0	---
C6 ISOBUTANO	0	0	---
C7 ISOBUTENO	0	0	---
C8 N-BUTANO	0	0	---
H2O	1408.1831	1791	0.21374478
FLUJO TOTAL KG/HR	1408.1831	1791	0.21374478
TEMP K	314.15	314.152	8.3883E-08
PRES ATM	7	7	0
VFRAC	0	0	---
PM PROMEDIO	18.015	18	0.00083333

La sección de compresión en general resultó bastante aproximada a los datos de la planta, presenta un error menor al 4% excepto en algunos componentes como agua, hidrógeno y metano, ya que no son compuestos característicos de la familia no polar de hidrocarburos, y la ecuación de estado utilizada Peng-Robinson, provoca un ligero error en dichos compuestos polares pero con un error menor al 12%, en una sola corriente en agua por ejemplo y errores aunque un poco mayores no son representativos ante los flujos que se manejan y más aún que no se presentan en las corrientes principales de proceso. El producto se envía a la siguiente sección, la Planta de Gas con una estimación bastante correcta.

4) Análisis de resultados de la sección de planta de gas

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE		A2583			A27	
COMPONENTES: KG/HR						
H2	2451.456	2432	0.008	15.9143	13	0.22417692
N2	5428.5188	5428	0.00046421	59.9597	53	0.13131509
C-1 CO	290.1023	290	0.00036276	3.5251	3	0.17503333
C-2 CO2	1459.3319	1459	0.00022748	204.5744	131	0.56163884
C1 METANO	2981.9388	2954	0.00268747	97.4699	92	0.05945543
C2 ETANO	3091.9519	3088	0.00192866	601.0719	619	0.26809046
C3 ETILENO	1395.248	1392	0.00233333	297.0183	213	0.36445211
C4 PROPANO	40777	40887	0.00221201	15140	15319	0.01168484
C5 PROPILENO	47081	48990	0.00193868	16406	18529	0.00738141
C6 ISOBUTANO	799.6431	798	0.00213045	418.2773	447	0.0842568
C7 ISOBUTENO	657.2859	658	0.00192973	378.2076	390	0.03023992
C8 N-BUTANO	797.6995	796	0.00213505	480.9979	605	0.18843322
H2O	792.66	792	0.00083333	8.1489	8	0.0186125
FLUJO TOTAL KG/HR	107980	107728	0.00208079	34121	34621	0.0144421
TEMP K	314.15	312.15	0.00640718	287.65	287.15	0.00174125
PRES ATM	19.3	19.3	0	19	19	0
VFRAC	1	1	0	0	0	—
LFAC	0	0	—	1	1	0
PM PROMEDIO	27.5339	27.5	0.00123273	42.2173	42.43	0.00501298

ANÁLISIS DE RESULTADOS

CAPÍTULO VI

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE		A28			A28B1	
COMPONENTES: KG/HR						
H2	2489.9737	2473	0.00681682	3.1347E-12	0	--
N2	5575.8563	5580	0.00077905	1.113E-11	0	--
C-1 CO	300.5822	301	0.00136997	9.3055E-13	0	--
C-2 CO2	1799.883	1873	0.0406232	2.3917E-08	0	--
C1 METANO	3262.5368	3259	0.00108376	5.9828E-09	0	--
C2 ETANO	5732.1185	5502	0.04014545	1.8401E-05	0	--
C3 ETILENO	1984.2456	2053	0.04518498	0.00005367	0	--
C4 PROPANO	30782	30462	0.00910214	0.8592	0	--
C5 PROPILENO	38810	38582	0.00587477	0.4656	0	--
C6 ISOBUTANO	368.4018	338	0.08252348	2.7498	0	--
C7 ISOBUTENO	292.0809	279	0.04478519	6.118	0	--
C8 N-BUTANO	313.7172	198	0.36885832	57.3154	0	--
H2O	58.4255	53	0.08070837	4.0549E-18	0	--
CA1 ACEITE	0	--	--	2365.2394	2367.9	0.00112488
CA2 ACEITE	0	--	--	51120	51191.1	0.00139085
CA3 ACEITE	0	--	--	26311	26328.5	0.00066512
CA4 ACEITE	0	--	--	20418	20408.8	0.00045058
CA5 ACEITE	0	--	--	42215	42170.6	0.00106176
CA6 ACEITE	0	--	--	3892.7342	3890.05	0.00089954
CA7 ACEITE	0	--	--	2545.3818	2537	0.00329287
CA8 ACEITE	0	--	--	3893.4812	3890.05	0.00088127
FLUJO TOTAL KG/HR	91728	90973	0.00823088	152830	152784	0.00030099
TEMP K	287.65	287.17	0.00188889	286.15	286.15	0
PRES ATM	19	19	0	18.75	18.6	0.008
VFRAC	1	1	0	0	0	--
LFRAC	0	0	--	1	1	0
PM PROMEDIO	25.4889	25.53	0.00181247	104.2419	104.3	0.00055738

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE		A30			A31	
COMPONENTES KG/HR						
H2	2435.227	2432	0.00132513	54.7466	41	0.25109505
N2	5391.7426	5426	0.00635368	183.9137	154	0.16265074
C-1 CO	289.8337	290	0.00057378	10.7485	11	0.02339861
C-2 CO2	1236.3097	1459	0.18012501	563.5732	414	0.26540155
C1 METANO	2967.7879	2954	0.00464585	294.7479	305	0.03478261
C2 ETANO	4062.8009	3031	0.25367397	1669.2577	2471	0.4802987
C3 ETILENO	1166.8181	1392	0.18298801	797.4276	661	0.17108462
C4 PROPANO	1.6489	851	—	30761	29631	0.03873483
C5 PRPILENO	383.7888	1018	1.65263878	38427	37564	0.02245817
C6 ISOBUTANO	0.5848	109	—	370.567	229	0.38202808
C7 ISOBUTENO	1.0798	98	87.9053528	297.119	183	0.38408516
C8 N-BUTANO	8.2608	92	10.1389359	362.7885	106	0.70780263
H2O	4.9335E-31	17	—	56.4255	38	0.38199059
CA1 ACEITE	13.1095	4.2	0.67982165	2352.1299	2363.7	0.00491899
CA2 ACEITE	193.6863	90.8	0.53120071	50926	51100.3	0.00342261
CA3 ACEITE	77.8168	46.7	0.38832459	26233	26281.8	0.00186025
CA4 ACEITE	36.7194	36.2	0.01414511	20382	20372.6	0.00046119
CA5 ACEITE	52.841	74.8	0.42094565	42182	42095.8	0.00157013
CA6 ACEITE	3.7244	6.9	0.85264741	3889.0087	3883.15	0.00150873
CA7 ACEITE	2.0468	4.5	1.19876889	2543.3349	2532.5	0.00428012
CA8 ACEITE	2.9782	6.9	1.31683567	3890.5029	3883.15	0.00188898
FLUJO TOTAL KG/HR	18328	19438	0.06056307	228230	224319	0.00844716
TEMP K	290.6187	290.15	0.00229251	313.3419	308.15	0.01656944
PRES ATM	18.6	18.6	0	18.9	18.9	0
VFRAC	1	1	0	0	0	—
LFRAC	0	0	—	1	1	0
PM PROMEDIO	10.0873	10.62	0.05490052	69.732	70.3	0.00814547

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE		A31C1			A31C5	
COMPONENTES: KG/HR						
H2	8.2667E-12	0	---	3.131E-12	0	---
N2	2.2248E-11	0	---	1.1117E-11	0	---
C-1 CO	1.86E-12	0	---	9.2947E-13	0	---
C-2 CO2	4.7806E-08	0	---	2.3889E-08	0	---
C1 METANO	1.1909E-08	0	---	5.9758E-09	0	---
C2 ETANO	3.2782E-05	0	---	1.6382E-05	0	---
C3 ETILENO	0.00010708	0	---	5.3508E-05	0	---
C4 PROPANO	1.7175	0	---	0.8582	0	---
C5 PROPILENO	0.8308	0	---	0.4651	0	---
C6 ISOBUTANO	5.4885	0	---	2.7488	0	---
C7 ISOBUTENO	12.2289	0	---	6.1108	0	---
C8 N-BUTANO	114.5843	0	---	57.2488	0	---
H2O	8.1051E-18	0	---	4.0502E-18	0	---
CA1 ACEITE	2352.1301	2383.7	0.0049189	1175.3821	1140	0.03010284
CA2 ACEITE	50828	51100.3	0.00342281	25448	24580	0.03489489
CA3 ACEITE	26233	26281.8	0.00188026	13109	11619.9	0.1138188
CA4 ACEITE	20382	20372.8	0.00046119	10185	11180.8	0.08578792
CA5 ACEITE	42182	42095.8	0.00157013	21089	23082.2	0.08480345
CA6 ACEITE	3889.0101	3883.15	0.00150884	1943.3758	1878.9	0.0172505
CA7 ACEITE	2543.3352	2532.5	0.00428023	1270.9291	1293.2	0.01752332
CA8 ACEITE	3890.5033	3883.15	0.00189008	1944.122	1978.9	0.01880005
FLUJO TOTAL KG/HR	152510	152513	1.9871E-05	78212	78789.4	0.00757623
TEMP K	541.081	543.15	0.00382383	314.15	314.15	0
PRES ATM	21.8	21.8	0	24	24	0
VFRAC	0	0	---	0	0	---
LFRAC	1	1	0	1	1	0
PM PROMEDIO	104.2117	104.3	0.00084731	104.2117	104.3	0.00084731

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE		A31 C7			A32	
COMPONENTES: KG/HR						
H2	0	0	---	54.7406	41	0.25106505
N2	0	0	---	183.9137	154	0.16265074
C-1 CO	0	0	---	10.7485	11	0.02336661
C-2 CO2	0	0	---	563.5732	414	0.26540155
C1 METANO	0	0	---	294.7479	305	0.03478261
C2 ETANO	0	0	---	1689.2577	2471	0.4802987
C3 ETILENO	0	0	---	797.4276	661	0.17108462
C4 PROPANO	0	0	---	30781	29631	0.03673463
C5 PROPILENO	0	0	---	38427	37564	0.02245817
C6 ISOBUTANO	0	0	---	370.567	229	0.38202808
C7 ISOBUTENO	0	0	---	297.119	183	0.36406516
C8 N-BUTANO	0	0	---	362.7886	106	0.70780263
H2O	0	0	---	56.4255	36	0.36199059
CA1 ACEITE	1186.4914	1560	0.31258838	2362.1299	2363.7	0.00491899
CA2 ACEITE	25642	33640	0.31191015	50926	51100.3	0.00342261
CA3 ACEITE	13187	15916	0.20694623	26233	26281.6	0.00186025
CA4 ACEITE	10222	15267.4	0.46663903	20362	20372.6	0.00046119
CA5 ACEITE	21121	31569	0.46562047	42162	42095.6	0.00157013
CA6 ACEITE	1947.0998	2706.3	0.39094052	3689.0097	3683.15	0.00150873
CA7 ACEITE	1272.9756	1770.2	0.39080021	2543.3349	2532.5	0.00426012
CA8 ACEITE	1947.0998	2706.3	0.39094052	3689.5029	3683.15	0.00186966
FLUJO TOTAL KG/HR	78527	105179.2	0.37440642	226230	224319	0.00844716
TEMP K	298.15	298.15	0	423.15	423.15	0
PRES ATM	24	24	0	22.9	22.9	0
VFRAC	0	0	#DIV/0!	0.4375	0.3149	0.28022657
LFRAC	1	1	0	0.5624	0.685	0.21799431
PM PROMEDIO	104.272	104.3	0.00026853	69.732	70.3	0.00814647

ANÁLISIS DE RESULTADOS

CAPÍTULO VI

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE		A33			A34	
COMPONENTES KG/HR						
H2	45.128	34	0.24658748	9.8186	7	0.27224336
N2	141.8464	120	0.15281908	42.2678	34	0.19580517
C-1 CO	8.1536	8	0.0188383	2.5948	3	0.15815847
C-2 CO2	204.8076	184	0.10150716	358.7654	230	0.35891254
C1 METANO	177.5888	188	0.04738453	117.1608	119	0.01589722
C2 ETANO	614.8782	780	0.23801715	1054.3843	1711	0.62274798
C3 ETILENO	243.8317	244	0.00151171	553.7974	417	0.24701705
C4 PROPANO	4670.3898	4458	0.04647175	28089	25173	0.03511058
C5 PROPILENO	8457.2512	6274	0.02837913	31989	31290	0.02123933
C6 ISOBUTANO	31.2881	17	0.4588277	333.7838	212	0.36485833
C7 ISOBUTENO	22.5171	13	0.422881	262.3718	170	0.35208451
C8 N-BUTANO	17.0875	7	0.59034382	231.1052	98	0.57162386
H2O	21.0551	12	0.43008882	35.3885	23	0.3488708
FLUJO TOTAL KG/HR	12655	12317	0.02670881	61059	59488	0.02572821
TEMP K	315.4085	314.15	0.00428788	315.4085	314.15	0.00428788
PRES ATM	21.1	21.1	0	21.1	21.1	0
VFRAC	1	1	0	0	0	—
PM PROMEDIO	37.7505	38.17	0.01111244	42.2404	42.1	0.00332383
	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE		A35			A36	
COMPONENTES: KG/HR						
H2	25.5328	20	0.21888888	25.5328	20	0.21888888
N2	102.2276	87	0.14895782	102.2276	87	0.14895782
C-1 CO	6.12	6	0.01980784	6.1198	6	0.01984376
C-2 CO2	583.3398	381	0.35917898	583.3398	381	0.35917531
C1 METANO	214.6328	211	0.01691895	214.6321	211	0.01692245
C2 ETANO	1655.4562	2530	0.52827884	1655.4461	2475	0.46506528
C3 ETILENO	850.8158	830	0.2505342	850.5578	830	0.25830842
C4 PROPANO	41229	40482	0.01787577	876.1401	858	0.2512613
C5 PROPILENO	48375	47818	0.01151421	3057.6212	1846	0.38826288
C6 ISOBUTANO	752.0812	658	0.12374153	0.031992	0	—
C7 ISOBUTENO	640.5798	580	0.12579157	0.0125	0	—
C8 N-BUTANO	722.1032	704	0.0250701	0.0033541	0	—
H2O	43.5155	31	0.28781018	5.8341	3	0.48578187
FLUJO TOTAL KG/HR	95180	84108	0.01125238	7357.4981	6295	0.14441001
TEMP K	307.3978	305.15	0.0073117	302.0388	294.15	0.02611785
PRES ATM	29.7	29.7	0	27.6	27.6	0
VFRAC	0	0	—	1	1	0
PM PROMEDIO	42.2321	42.22	0.00028851	33.0138	31.74	0.03858678

ANÁLISIS DE RESULTADOS

CAPÍTULO VI

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE		A3681			A36884	
COMPONENTES:KG/H						
H2	0	0	---	70.661	54.432	0.22967408
N2	0	0	---	243.8741	207.0973	0.1508024
C-1 CO	0	0	---	14.2733	14.006	0.01879733
C-2 CO2	0	---	---	768.1448	545.1254	0.29033492
C1 METANO	0	0	---	392.2207	398.0899	0.01490598
C2 ETANO	0	0	---	2270.3244	3241.2395	0.42795435
C3 ETILENO	0	0	---	1094.1804	868.016	0.2085319
C4 PROPANO	0	0	---	5548.5101	5125.2708	0.07594873
C5 PROPILENO	0	0	---	9514.8724	8135.6598	0.14495347
C6 ISOBUTANO	0	0	---	31.3181	17.0361	0.45603022
C7 ISOBUTENO	0	0	---	22.5298	13.0228	0.4219782
C8 N-BUTANO	0	0	---	17.0909	7.0155	0.5895184
H2O	37.8814	26	0.25692782	26.9892	15.0119	0.44171298
FLUJO TOTAL KG/HR	37.8814	26	0.25692782	20013	18638.9998	0.09865554
TEMP K	302.0388	294.15	0.02611786	304.6448	308.15	0.01150588
PRES ATM	27.6	27.6	0	19.3	19.3	0
VFRAC	0	0	---	1	1	0
PM PROMEDIO	18.015	18	0.00083284	35.8591	35.3367	0.01456813
	SIMULADO	DISEÑO	ERROR			
CORRIENTE		A37				
COMPONENTES:KG/H						
H2	3.713E-29	0	---			
N2	2.1316E-25	0	---			
C-1 CO	6.9763E-26	0	---			
C-2 CO2	6.2908E-05	0	---			
C1 METANO	6.8308E-16	0	---			
C2 ETANO	0.00034414	0	---			
C3 ETILENO	0.2629	56	---			
C4 PROPANO	40363	39838	0.01281193			
C5 PROPILENO	45318	45972	0.01443135			
C6 ISOBUTANO	752.0273	658	0.12370203			
C7 ISOBUTENO	640.564	580	0.12577041			
C8 N-BUTANO	722.0941	704	0.02505781			
H2O	6.4108E-11	0	1			
FLUJO TOTAL KG/HR	87788	87788	0			
TEMP K	346.9184	342.15	0.01374502			
PRES ATM	29.8	28.3	0.05351171			
VFRAC	0	0	---			
PM PROMEDIO	43.2697	43.26	0.00022418			

La sección de Planta de Gas es la que mayor error presentó, ya que maneja una diversidad de compuestos con diferentes flujos y características, se tienen incondensables como hidrógeno, metano, monóxido y dióxido de carbono además de manejar agua, entre los hidrocarburos a separar, en esta planta se requiere la separación de los compuestos ligeros de los pesados y del aceite absorbedor, las columnas son complejas, existen ciclos de materia y energía, lo que hace a esta sección tener una complejidad mayor a las anteriores, los errores sin embargo en las corrientes principales no son tan significativos, siendo en general menores al 6%, con algunos casos en los que en corrientes intermedias llegan al 30% de desviación, pero nuevamente algunos errores mayores no son significativos por comparar cantidades muy pequeñas en las que una pequeña diferencia en flujos provoca un error muy grande

5) Análisis de resultados de la sección de recuperación de propano

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE		A3			A3B	
DE :	DIV5			---		
A :	---			T401		
FASE:	LIQUIDO			LIQUIDO		
COMPONENTES: KG/HR						
C2 ETANO	0		---	55.1084	54	0.02048888
C4 PROPANO	43368	42368	0.02262869	39824	39839	0.00280808
C5 PROPILENO	823.102	1778	0.53708299	46061	45972	0.00183688
C6 ISOBUTANO	219.6453	182	0.20884231	690.4048	659	0.00213171
C7 ISOBUTENO	75.6235	92	0.17800543	561.08	580	0.00182857
C8 N-BUTANO	12.7383	28	0.54513214	705.5033	704	0.00213537
FLUJO TOTAL KG/HR	44499	44478	0.00051713	87987	87785	0.00207325
TEMP K	329.13	325.15	0.0122405	328.15	328.15	0
PRES ATM	19.3	19.3	0	21.4	21.4	0
VFRAC	0	0	---	0	0	---
LFRAC	1	1	0	1	1	0
PM PROMEDIO	44.1295	44.08	0.00112296	43.2183	43.31	0.00211729

ANÁLISIS DE RESULTADOS

CAPÍTULO VI

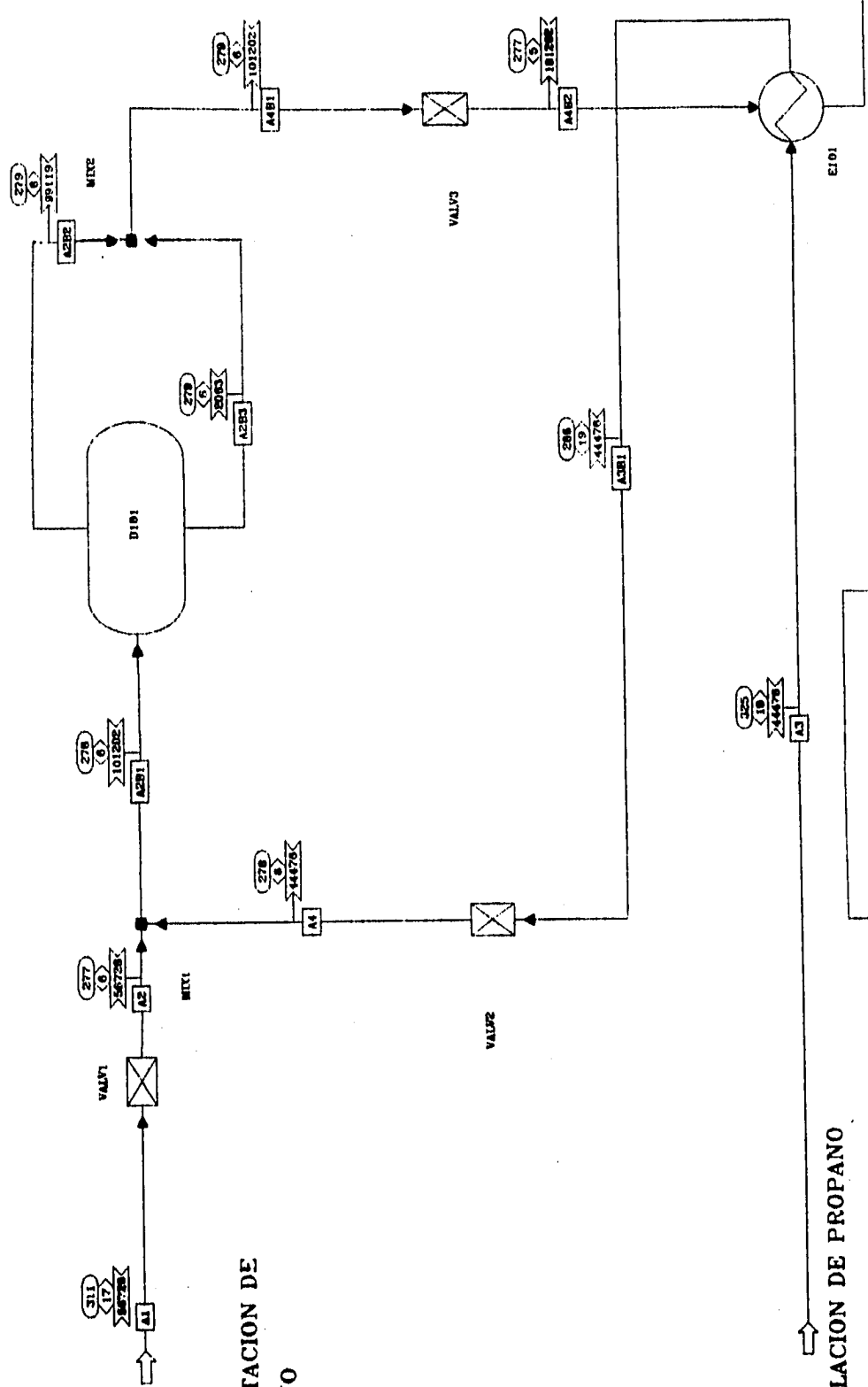
	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE		A39			A40	
DE :	---			VALV1		
A :	T401			---		
FASE:	LIQUIDO			LIQUIDO		
COMPONENTES: KG/HR						
C2 ETANO	17.0315	17	0.00185284	72.13	72	0.00180556
C4 PROPANO	4036.8775	4028	0.00220305	91.9351	1182	0.92222073
C5 PROPILENO	7689.7977	7675	0.00192804	21385	20303	0.05329262
C6 ISOBUTANO	194.4131	194	0.00212838	3.0483E-20	0	---
C7 ISOBUTENO	47.0858	47	0.00182553	1.8388E-23	0	---
C8 N-BUTANO	0	0	---	0	0	---
FLUJO TOTAL KG/HR	11985	11861	0.00200852	21549	21557	0.00037111
TEMP K	311.15	306.15	0.01633186	310.9044	306.15	0.01552984
PRES ATM	21	21	0	21.1	21.1	0
VFRAC	0	0	---	0	0	---
LFRAC	1	1	0	1	1	0
PM PROMEDIO	42.9482	42.85	8.8475E-05	42.0186	42.13	0.00263945

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE		A48			A44	
DE :	VALV2			E408		
A :	T402			---		
FASE:	LIQUIDO			LIQUIDO		
COMPONENTES: KG/HR						
C2 ETANO	0.00019881	0	---	0.0001988	0	---
C4 PROPANO	43889	42682	0.02781032	101.5487	105	0.03289952
C5 PROPILENO	32388	33344	0.02933081	31548	31583	0.00047524
C6 ISOBUTANO	854.8179	853	0.00213118	0	0	---
C7 ISOBUTENO	608.1657	607	0.00192043	0	0	---
C8 N-BUTANO	705.5034	704	0.00213551	0	0	---
FLUJO TOTAL KG/HR	78403	78190	0.00272413	31649	31688	0.00068997
TEMP K	329.15	329.15	0	311.15	311.15	0
PRES ATM	22.3	22.3	0	21.1	21.1	0
VFRAC	0	0	---	0	0	---
LFRAC	1	1	0	1	1	0
PM PROMEDIO	43.5176	43.54	0.00051447	42.0871	42.09	6.89E-05

	SIMULADO	DISEÑO	ERROR	SIMULADO	DISEÑO	ERROR
CORRIENTE		A45			A47B1	
DE :	DIV3			VALV5		
A :	T403			—		
FASE:	LIQUIDO			MEZCLA		
COMPONENTES: KG/HR						
C2 ETANO	3.81E-27	0	—	0	0	—
C4 PROPANO	43557	42577	0.02301712	186.2418	181	0.04008884
C5 PROPILENO	824.2156	1781	0.53721757	1.0975	3	0.63416887
C8 ISOBUTANO	854.0628	853	0.00124572	834.4807	871	0.06442519
C7 ISOBUTENO	807.8283	807	0.00103509	531.9726	515	0.0328666
C8 N-BUTANO	704.8801	704	0.00125014	692.4541	676	0.02434038
FLUJO TOTAL KG/HR	46548	46522	0.00055888	2046.2488	2046	0.00108814
TEMP K	337.7571	336.15	0.0077789	306.927	306.15	0.00253797
PRES ATM	22.5	22.5	0	4.6	4.6	0
VFRAC	0	0	—	0.062808	0	—
LFRAC	1	1	0	0.9371	1	0.0629
PM PROMEDIO	44.5437	44.58	0.00081427	55.9546	59.12	0.05354185

La simulación de la Sección de Recuperación de propileno resultó satisfactoria y los errores resultaron dentro del estimado, aclarando que algunos errores mayores que son significativos dependiendo del criterio de comparación. En esta planta resultó buena la aproximación del simulador ante los datos de la planta de propileno, ya que básicamente se manejan hidrocarburos similares, aunque cabe la observación de que algunos componentes se caracterizaron como falsos componentes o como componentes de grupo como el n-butano en el cual se incluyeron los componentes desconocidos de cuatro carbonos. Es necesario aclarar que al final de la sección se ajustó la simulación más a los rendimientos de los productos que a los flujos, por ello el error puede parecer mayor en esta sección por no estar referidos a pureza sino a flujo total.

SECCION DE VAPORIZACION DE ALIMENTACION



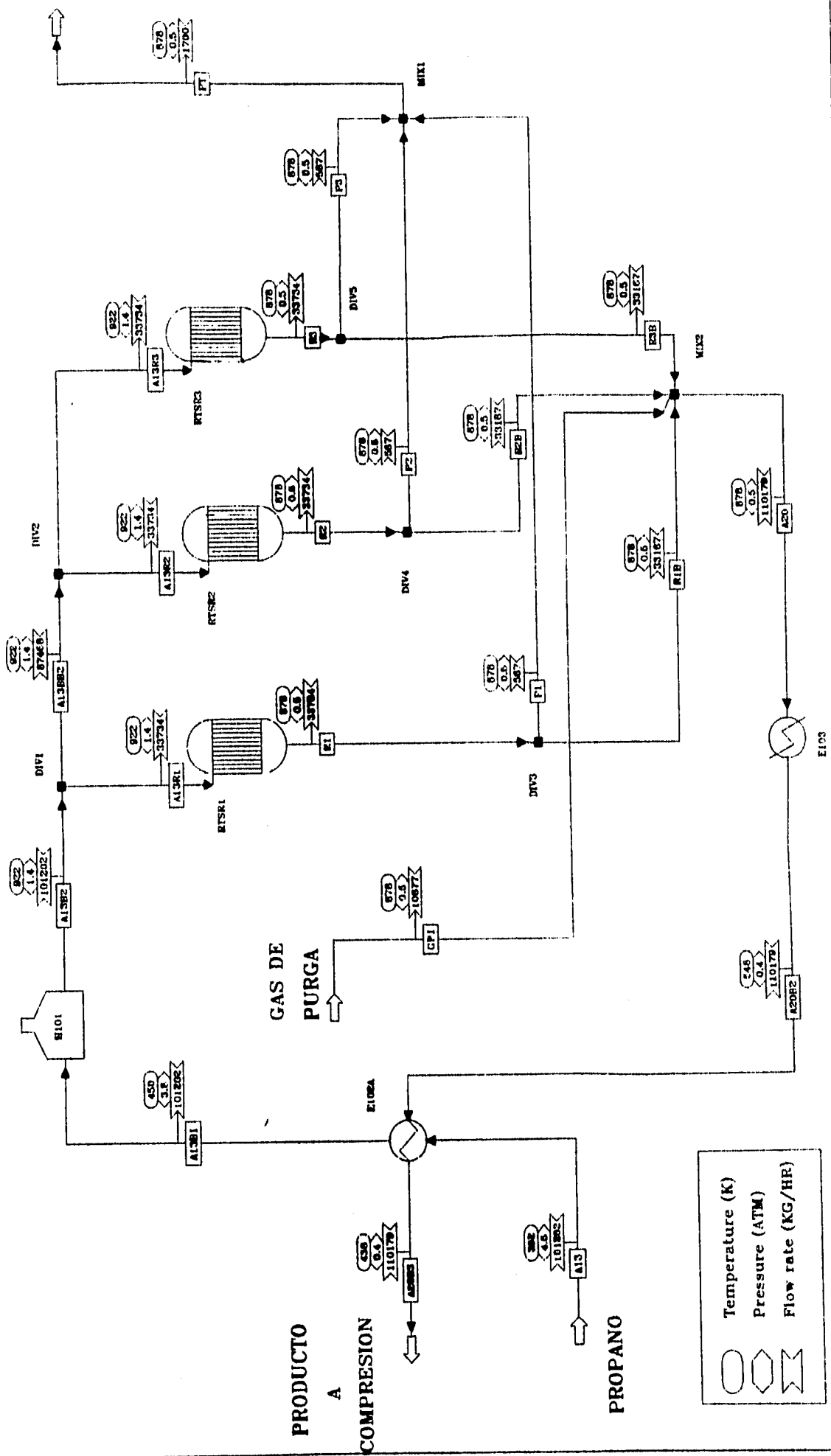
ALIMENTACION DE PROPANO

RECIRCULACION DE PROPANO

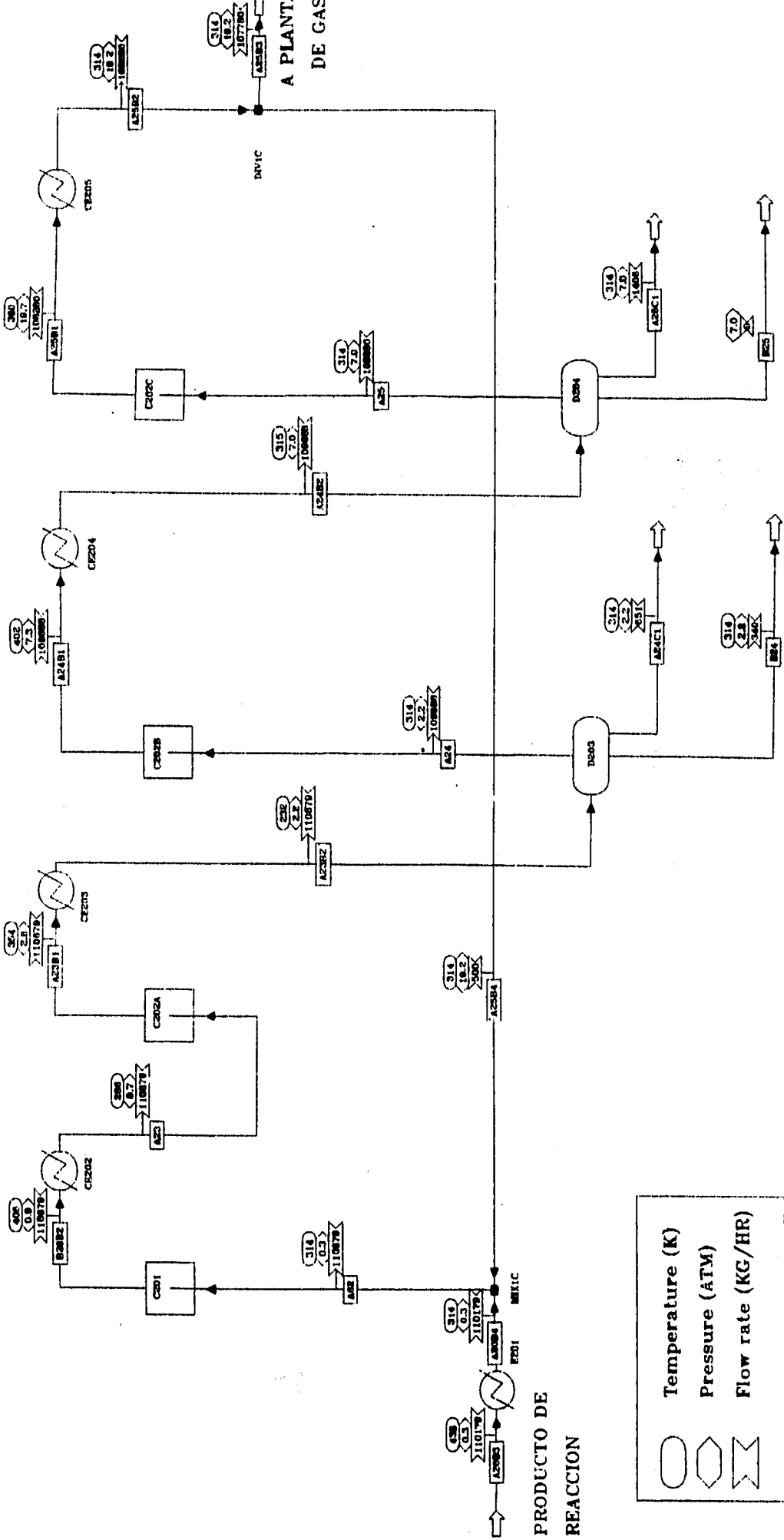
	Temperature (K)
	Pressure (ATM)
	Flow rate (KG/HR)

PROPANO
A SECCION DE REACCION

SECCION DE REACCION



SECCION DE COMPRESION

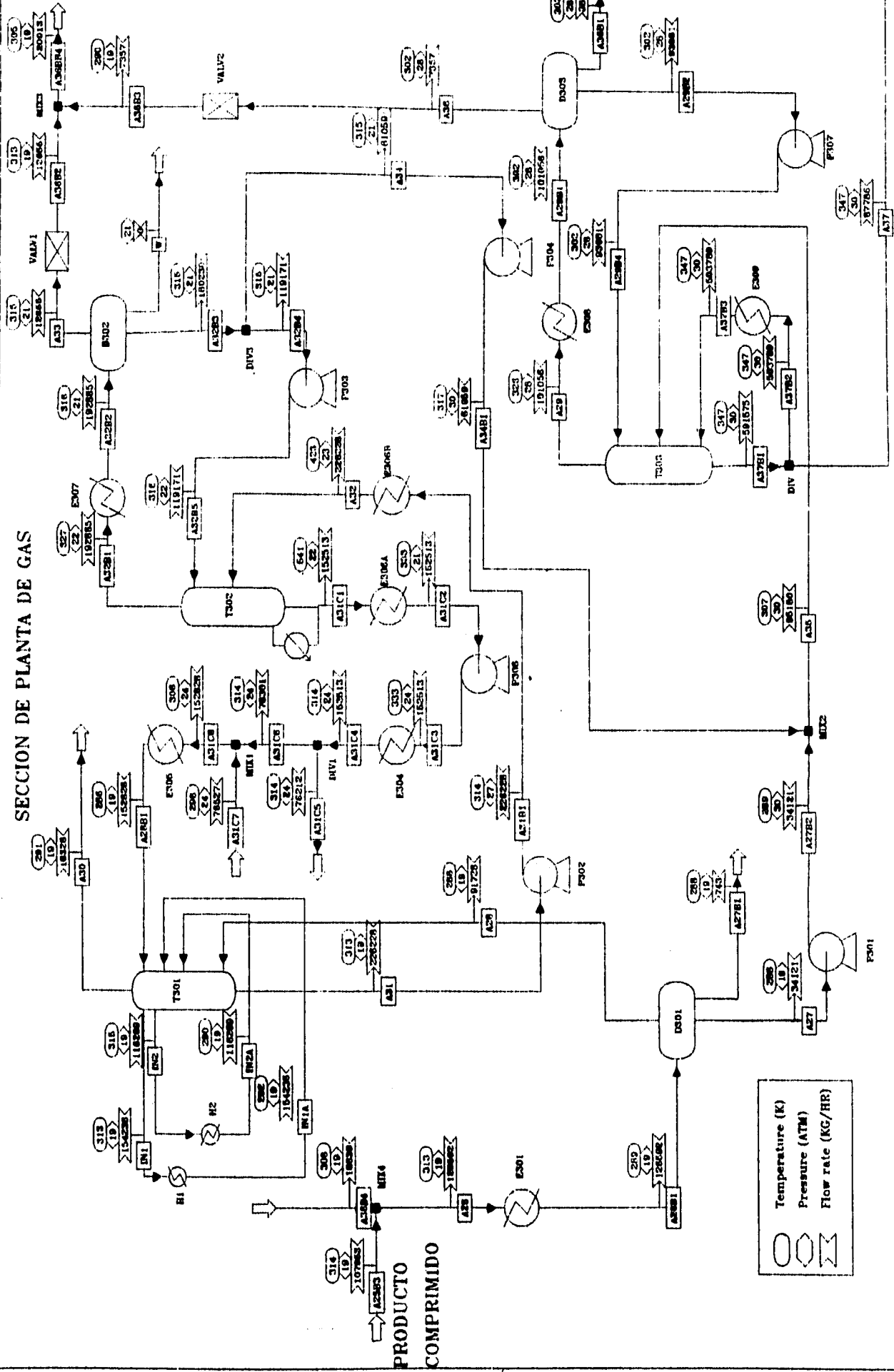


PRODUCTO DE REACCION

	Temperature (K)
	Pressure (ATM)
	Flow rate (KG/HR)

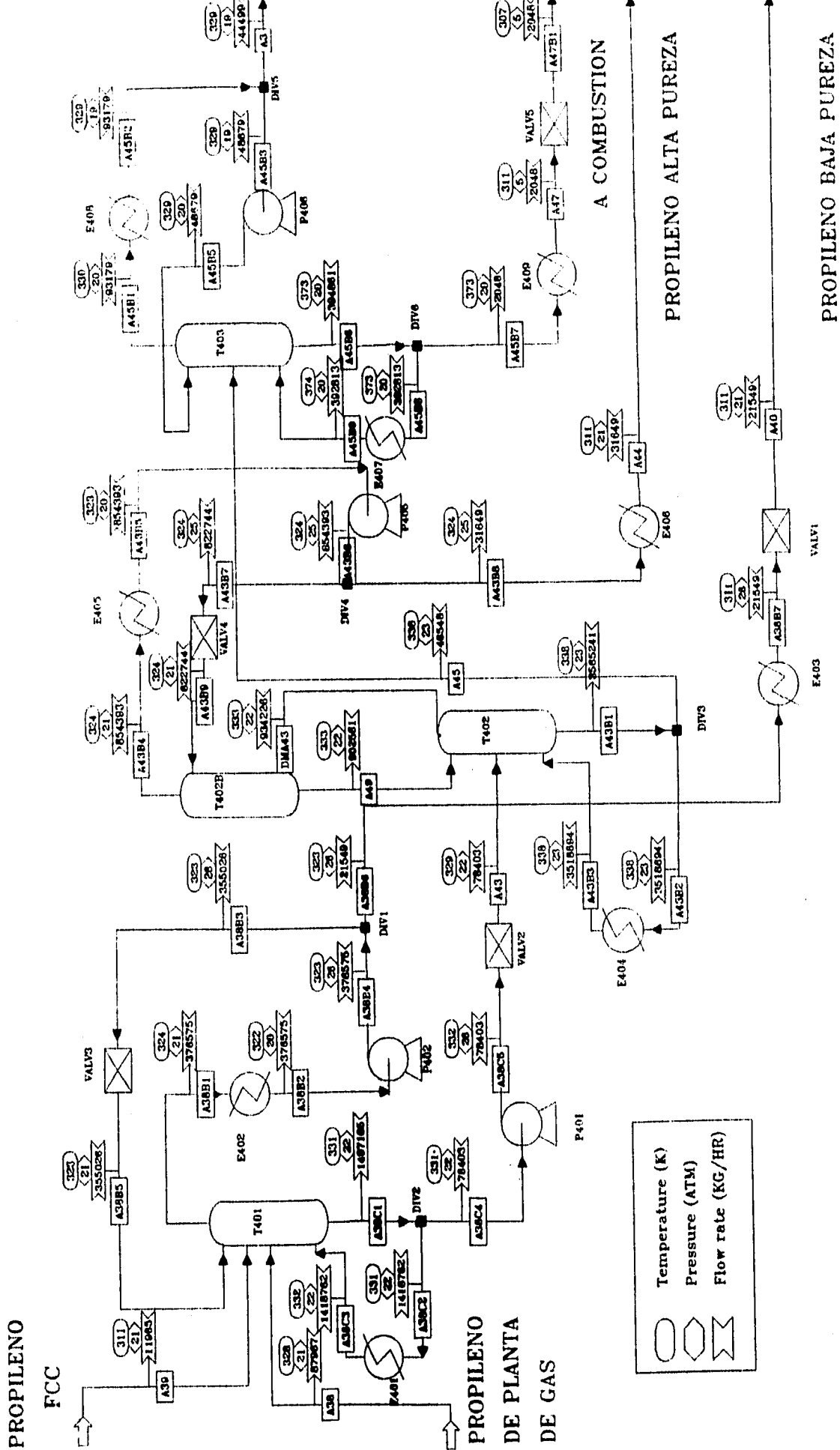
A PLANT DE GAS

SECCION DE PLANTA DE GAS



Temperature (K)
 Pressure (ATM)
 Flow rate (KG/HR)

SECCION DE RECUPERACION DE PROPILENO



CAPITULO VII

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En General la simulación de la planta de propieno del Complejo Morelos, Ver. resultó satisfactoria, es decir presentó errores relativos respecto a los flujos menores del 5% , aunque cada sección tuvo sus características particulares.

El objetivo de la simulación se cumplió, ya que la planta fué representada por modelos matemáticos, obteniéndose la información y condiciones de todas las corrientes de proceso a partir de la información del Diagrama de Flujo de Proceso.

El manejo de diversos componentes en la planta significa emplear una estrategia bien definida, ya que de ello dependen los modelos de cálculo aplicados a cada bloque para su simulación, modelos tanto termodinámicos como de propiedades termodinámicas y de transporte .

La Sección de Planta de gas resultó compleja por varias razones, específicamente la simulación de la torre absorbidora T-301, en la que participan todos los componentes , hidrógeno, monóxido y dióxido de carbono, hidrocarburos, aceite pesado y agua, y en la que resulta difícil representar el grupo de compuestos con una ecuación de estado, o calcular sus propiedades con las mismas ecuaciones, además de contar con una reacción de mezclado, y tener interenfriadores interetapa en los cuales se desconocen los datos de planta y que se obtuvieron por el uso de estrategias como la utilización de modelos alternos o simplificados como fué el uso de el modelo Multifrac para obtener estimados iniciales.

Por lo anterior se recomienda un estudio particular de este módulo de proceso, así como obtener información de algunas corrientes importantes o de obtener buenos estimados iniciales, ya que la simulación de la absorbidora resultó altamente dependiente de dichos valores.

Por lo anterior se atribuye el ser la sección con mayor desviación de los datos de planta. El resto de la sección de Planta de Gas depende de los valores obtenidos de la torre de absorción T-301 además de presentar ciclos de energía y materia. Resulta de suma importancia utilizar un criterio apropiado para comparar los resultados con la simulación, es decir observar las desviaciones de los resultados junto con las situaciones físicas que ocurren en el proceso.

La planta de propileno es compleja, y para la Sección de Reacción se utilizó un módulo de reacción de Rendimiento, que sólo se utilizó para interconectar las secciones. Es decir que su simulación es tema de interés para un estudio posterior.

Algunas recomendaciones que pueden mencionarse del desarrollo de este trabajo pueden resumirse de la siguiente forma:

Realizar la simulación de la planta de propileno con diferentes condiciones de operación a fin de restringir las posibles soluciones que acerquen sus resultados a la situación real.

Obtener información adicional que permita comprobar el poder de la simulación de procesos en esta planta. Información como las características del aceite absorbedor, ya que el pseudocomponente C_{AS} representa a un grupo de componentes existentes, así como el componente C_B utilizado como n-butano representa un grupo de componentes de características similares. Entre otras cosas información de operación del reactor y la cinética de la reacción.

Características específicas, como composición, presión o temperatura, de los interenfriadores laterales de la columna absorbidora T-301.

Realizar una evaluación de Exergías y una consecuente modificación del proceso sobre todo en algunas válvulas de expansión y algunos compresores de la planta, Evaluar la simulación respecto a la operación correcta de la planta antes de intentar su optimización o su integración térmica.

Puede concluirse que la Simulación de Procesos es una actividad valiosa en el sentido en que representa de manera real un proceso, y ello puede lograrse con un profundo conocimiento de las operaciones y procesos unitarios, de los modelos matemáticos, termodinámicos y de transporte que representen la fenomenología del proceso, y de su correcta utilización en un simulador de procesos.

CAPITULO VIII

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFIA

- Douglas, James M., "Conceptual Design of Chemical Processes":
Mc. Graw Hill, USA.
- Westerberg A. W. et. al. "Proces Flowsheeting" Melburn, Cambridge, 1976.
- R. Fair James. "Advanced Process Engineering" AIChE Monograph Series
No.13 Volume 76.
- Hussain, Asgar, "Chemical Process Simulation" New Delhi; Wiley Eastern,
Ltd. 1986.
- Henley, E. J., Seader, J.D. "Operaciones de Separación por etapas de
equilibrio en Ingeniería Química", México, Reverté 1990.
- M. Rosen Edward, C. Pauls Allen. "Computer Aided Chemical Process
Design. The Flowtran System". Computers and Chemical Engineering.
Vol 1, 1977.
- B. Evans Lawrence, "Advances in Process Flowsheeting Systems."
Chemical Process Design. Massachusetts Institute of Technology,
Cambridge, MA.
- E. Kehat, M. Shacham. "Chemical process simulation programs."
Proces Design and Development. Jan/Feb 1973, Vol 18 No. 1/2.
- T. Biegler Lorenz. "Chemical Process Simulation". Chemical Engineering
Progress. October 1989.

BIBLIOGRAFÍA

- Aspen Technology Inc. ASPEN PLUS, User Guide, 1991.
- Aspen Technology Inc. ASPEN PLUS, Guide to Physical Properties, 1991.
- Aspen Technology Inc. ASPEN PLUS, Interactive Simulation, 1991.
- Aspen Technology Inc. ASPEN PLUS, Model Manager an ASPEN PLUS, Installation and Reference for the PC, 1991
- Aspen Technology Inc. ASPEN PLUS, Model Manager. Getting Started and Tutorials for the PC, 1991.
- Aspen Technology Inc. ASPEN PLUS, Notes on interfaces and User Models, 1991.
- Aspen Technology Inc. ASPEN PLUS, Introductory Manual, 1987.
- Aspen Technology Inc. ASPEN PLUS, User Guide. Apendices, 1990

CAPITULO IX

APENDICES

APENDICE

APENDICES

APENDICE A

Codificación de los Datos de Entrada.

-Codificación de la Sección de Vaporización de Alimentación.

TITLE 'SECCION DE VAPORIZACION DE ALIMENTACION'

IN-UNITS MET
OUT-UNITS MET

SIMULATE INTERACTIVE=YES
DATABANKS ASPENPCD
PROP-SOURCES ASPENPCD

COMPONENTS

H2 H2 /
N2 N2 /
C-1 CO /
C-2 CO2 /
C1 CH4 /
C2 C2H6 /
C3 C2H4 /
C4 C3H8 /
C5 C3H6-2 /
C6 C4H10-2 /
C7 C4H8-5 /
C8 C4H10-1 /
C9 C4H8-1 /
C10 C4H6-4 /
C11 C5H12-2 /
H2O H2O

FLOWSHEET

BLOCK VALV1 IN=A1 OUT=A2
BLOCK MIX1 IN=A2 A4 OUT= A2B1
BLOCK D101 IN=A2B1 OUT=A2B2 A2B3
BLOCK MIX2 IN=A2B2 A2B3 OUT=A4B1
BLOCK VALV3 IN=A4B1 OUT=A4B2
BLOCK E101 IN=A4B2 A3 OUT=A13 A3B1
BLOCK VALV2 IN=A3B1 OUT=A4

APENDICE

PROPERTIES SYSOP4

STREAM A1 TEMP=311.15 PRES=17.1

MASS-FLOW C1 45 /

C2 1062 /

C4 53481 /

C6 1509 /

C8 606 /

C-2 23

STREAM A3 TEMP=325.15 PRES=19.3

MASS-FLOW C5 1778 /

C4 42396 /

C6 182 /

C7 92 /

C8 28

STREAM A4B1 TEMP=277.15 PRES=5.5

MASS-FLOW C1 45 /

C2 1062 /

C5 1778 /

C4 95877 /

C6 1691 /

C7 92 /

C8 634 /

C-2 23

BLOCK VALV1 HEATER

PARAM DUTY=0 PRES=-11.6

BLOCK MIX1 MIXER

BLOCK D101 FLASH2

PARAM DUTY=7.33[MMKCAL/HR] PRES=5.5

BLOCK MIX2 MIXER

BLOCK VALV3 HEATER

PARAM DUTY=0 PRES=-0.33

BLOCK E101 HEATX

PARAM T-HOT=286.15 PRES-COLD=4.5

FEEDS HOT=A3 COLD=A4B2

PRODUCTS HOT=A3B1 COLD=A13

BLOCK VALV2 HEATER

PARAM DUTY=0 PRES=-13.8

TEAR A4B1

APENDICE

-Codificación de la Sección de Reacción.

TITLE SECCION DE REACCION
IN-UNITS MET
OUT-UNITS MET
SIMULATE INTERACTIVE=YES
DATABANKS ASPENPCD
PROP-SOURCES ASPENPCD
COMPONENTS
H2 H2 /
N2 N2 /
C-1 CO /
C-2 CO2 /
C1 CH4 /
C2 C2H6 /
C3 C2H4 /
C4 C3H8 /
C5 C3H6-2 /
C6 C4H10-2 /
C7 C4H8-5 /
C8 C4H10-1 /
H2O H2O
FLOWSHEET
BLOCK E102A IN=A13 A20B2 OUT=A13B1 A20B3
BLOCK H101 IN=A13B1 OUT=A13B2
BLOCK DIV1 IN=A13B2 OUT=A13R1 A13BB2
BLOCK DIV2 IN=A13BB2 OUT=A13R2 A13R3
BLOCK RTSR1 IN=A13R1 OUT=R1
BLOCK RTSR2 IN=A13R2 OUT=R2
BLOCK RTSR3 IN=A13R3 OUT=R3
BLOCK DIV3 IN=R1 OUT=R1B P1
BLOCK DIV4 IN=R2 OUT=R2B P2
BLOCK DIV5 IN=R3 OUT=R3B P3
BLOCK MIX1 IN=P1 P2 P3 OUT=PT
BLOCK MIX2 IN=R1B R2B R3B GP1 OUT=A20
BLOCK E103 IN=A20 OUT=A20B2
PROPERTIES SYSOP4
STREAM A13 TEMP=302.15 PRES=4.5
MOLE-FLOW H2 0.0/
C1 2.8049/
C2 35.3175/
C3 0.0
C5 42.2518/
C4 2174.2295/
C6 29.0929/
C7 1.6396/
C8 10.9077/
C-2 0.5226/
C-1 0.0/
N2 0.0/
H2O 0.0

APENDICE

STREAM GPI TEMP=878.15 PRES=0.46
MOLE-FLOW H2 66.5382/

C1 0.9082/
C2 0.3635/
C3 0.9725/
C4 1.2344/
C5 0.6354/
C6 0.1213/
C7 0.1253/
C8 0.0004/
C-1 10.3534/
C-2 32.629/
N2 193.6957/
H2O 180.0166

STREAM A20B2 TEMP=548.15 PRES=0.36
MOLE-FLOW H2 1206.3492/

N2 193.6957/
C-1 10.3534/
C-2 33.1515/
C1 184.1301/
C2 102.6269/
C3 49.6186/
C4 922.6704/
C5 1116.6559/
C6 13.2131/
C7 11.6917/
C8 13.6948/
H2O 180.0166

BLOCK E102A HEATX

PARAM T-HOT=438.15 PRES-COLD=3.8

FEEDS HOT=A20B2 COLD=A13

PRODUCTS HOT=A20B3 COLD=A13B1

BLOCK H101 HEATER

PARAM PRES=1.4 TEMP=922.15

BLOCK DIV1 FSPLIT

MOLE-FLOW A13R1 765.5888

BLOCK DIV2 FSPLIT

MOLE-FLOW A13R2 765.5888

BLOCK RTSR1 RYIELD

PARAM PRES=0.46 TEMP=878.15 NPHASE=1 PHASE=V

MOLE-YIELD H2 0.3210/

C1 0.0316/
C2 0.0288/
C3 0.0137/
C4 0.2595/
C5 0.3143/
C6 0.003687/
C7 3.2574E-3/
C8 3.8567E-3/
C-2 1.4717E-4/
C-1 0.0/
N2 0.0/
H2O 0.0

APENDICE

BLOCK RTSR2 RYIELD

PARAM PRES=0.46 TEMP=878.15 NPHASE=1 PHASE=V

MOLE-YIELD H2 0.3210/

C1 0.0516/
C2 0.0288/
C3 0.0137/
C4 0.2595/
C5 0.3143/
C6 0.003687/
C7 3.2574E-3/
C8 3.8567E-3/
C-2 1.4717E-4/
C-1 0.0/
N2 0.0/
H2O 0.0

BLOCK RTSR3 RYIELD

PARAM PRES=0.46 TEMP=878.15 NPHASE=1 PHASE=V

MOLE-YIELD H2 0.3210/

C1 0.0516/
C2 0.0288/
C3 0.0137/
C4 0.2595/
C5 0.3143/
C6 0.003687/
C7 3.2574E-3/
C8 3.8567E-3/
C-2 1.4717E-4/
C-1 0.0/
N2 0.0/
H2O 0.0

BLOCK DIV3 FSPLIT

MOLE-FLOW R1B 1183.4248

BLOCK DIV4 FSPLIT

MOLE-FLOW R2B 1183.4248

BLOCK DIV5 FSPLIT

MOLE-FLOW R3B 1183.4248

BLOCK MIX1 MIXER

BLOCK MIX2 MIXER

BLOCK E103 HEATER

PARAM PRES=0.36 TEMP=548.15

TEAR A20B2

CONVERGENCE L1 BROYDEN

TEAR A20B2

APENDICE

Codificación de la Sección de Compresión.

TITLE 'SECCION DE COMPRESION'

IN-UNITS MET
OUT-UNITS MET
SIMULATE INTERACTIVE=YES
DATABANKS ASPENPCD
PROP-SOURCES ASPENPCD

COMPONENTS

H2 H2 /
N2 N2 /
C-1 CO /
C-2 CO2 /
C1 CH4 /
C2 C2H6 /
C3 C2H4 /
C4 C3H8 /
C5 C3H6-2 /
C6 C4H10-2 /
C7 C4H8-5 /
C8 C4H10-1 /
C9 C4H8-1 /
C10 C4H6-4 /
C11 C5H12-2 /
H2O H2O /
CA1 C7H16-2 /
CA2 C7H16-1 /
CA3 C7H8 /
CA4 C8H18-2 /
CA5 C8H18-1 /
CA6 C8H10-4 /
CA7 C8H10-3 /
CA8 C8H10-2

FLOWSHEET

BLOCK E201 IN=A20B3 OUT=A20B4
BLOCK MIX1C IN=A20B4 A25B4 OUT=A62
BLOCK C201 IN=A62 OUT=B26B2
BLOCK CE202 IN=B26B2 OUT=A23
BLOCK C202A IN=A23 OUT=A23B1
BLOCK CE203 IN=A23B1 OUT=A23B2
BLOCK D203 IN=A23B2 OUT=A24 B24 A24C1
BLOCK C202B IN=A24 OUT=A24B1
BLOCK CE204 IN=A24B1 OUT=A24B2
BLOCK D204 IN=A24B2 OUT=A25 B25 A25C1
BLOCK C202C IN=A25 OUT=A25B1
BLOCK CE205 IN=A25B1 OUT=A25B2
BLOCK DIV1C IN=A25B2 OUT=A25B4 A25B3
PROPERTIES SYSOP4

APENDICE

STREAM A20B3 TEMP=438.15 PRES=0.3

MASS-FLOW H2 2432 /

C1 2954 /
C2 3086 /
C3 1392 /
C5 46990 /
C4 40687 /
C6 768 /
C7 656 /
C8 796 /
C-2 1459 /
C-1 290 /
N2 5426 /
H2O 3243

STREAM A25B4 TEMP=314.15 PRES=19.2

MASS-FLOW H2 154.6 /

C1 23.55 /
C3 6.35 /
C2 13.51 /
C5 143.1 /
C4 118.25 /
C6 1.7 /
C7 1.55 /
C8 1.75 /
C-2 4.25 /
C-1 1.3 / N2 24.8 / H2O 5.65

BLOCK E201 HEATER

PARAM TEMP=314.15 PRES=-0.03

BLOCK MIX1C MIXER

BLOCK C201 COMPR

PARAM TYPE=POLYTROPIC PRES=0.95

BLOCK CE202 HEATER

PARAM PRES=-0.25 DUTY=-7.753[MMKCAL/HR]

BLOCK C202A COMPR

PARAM TYPE=POLYTROPIC PRES= 2.76

BLOCK CE203 HEATER

PARAM PRES=-0.56 DUTY=-8.059[MMKCAL/HR]

BLOCK D203 FLASH2

BLOCK-OPTIONS FREE-WATER=YES

PARAM TEMP=314.15 PRES=2.2

BLOCK C202B COMPR

PARAM TYPE=POLYTROPIC PRES=7.35

BLOCK CE204 HEATER

PARAM DUTY=-5.74[MMKCAL/HR] PRES=-.35

BLOCK D204 FLASH2

BLOCK-OPTIONS FREE-WATER=YES

PARAM TEMP=314.15 PRES=7.0

BLOCK C202C COMPR

PARAM TYPE=POLYTROPIC PRES=19.69

BLOCK CE205 HEATER

PARAM PRES=-0.49 TEMP=314.15

BLOCK DIV1C FSPLIT

MASS-FLOW A25B4 500 /

TEAR A25B4

APENDICE

-Codificación de la Sección de Planta de Gas.

TITLE 'SECCION DE PLANTA DE GAS'

IN-UNITS MET
OUT-UNITS MET
SIMULATE INTERACTIVE=YES
DATABANKS ASPENPCD
PROP-SOURCES ASPENPCD

COMPONENTS

H2 H2 /
N2 N2 /
C-1 CO /
C-2 CO2 /
C1 CH4 /
C2 C2H6 /
C3 C2H4 /
C4 C3H8 /
C5 C3H6-2 /
C6 C4H10-2 /
C7 C4H8-5 /
C8 C4H10-1 /
H2O H2O /
CA1 C7H16-2 /
CA2 C7H16-1 /
CA3 C7H8 /
CA4 C8H18-2 /
CA5 C8H18-1 /
CA6 C8H10-4 /
CA7 C8H10-3 /
CA8 C8H10-2

FLWSHEET

BLOCK MIX4 IN=A25B3 A36B4 OUT=A26
BLOCK E301 IN=A26 OUT=A26B1
BLOCK D301 IN=A26B1 OUT=A28 A27 A27B1
BLOCK P301 IN=A27 OUT=A27B2
BLOCK T301 IN=A28 A28B1 IN1A IN2A OUT=A31 A30 IN1 IN2
BLOCK H1 IN=IN1 OUT=IN1A
BLOCK H2 IN=IN2 OUT=IN2A
BLOCK P302 IN=A31 OUT=A31B1
BLOCK E306A IN=A31B1 OUT=A32
BLOCK E306B IN=A31C1 OUT=A31C2
BLOCK P306 IN=A31C2 OUT=A31C3
BLOCK E304 IN=A31C3 OUT=A31C4
BLOCK DIV1 IN=A31C4 OUT=A31C5 A31C6
BLOCK MIX1 IN=A31C7 A31C6 OUT=A31C8
BLOCK E305 IN=A31C8 OUT=A28B1
BLOCK T302 IN=A32 A32B5 OUT=A31C1 A32B1
BLOCK E307 IN=A32B1 OUT=A32B2
BLOCK D302 IN=A32B2 OUT=A33 A32B3 W
BLOCK DIV3 IN=A32B3 OUT=A34 A32B4
BLOCK P303 IN=A32B4 OUT=A32B5

APENDICE

BLOCK P304 IN=A34 OUT=A34B1
BLOCK MIX2 IN=A27B2 A34B1 OUT=A35
BLOCK T303 IN=A35 A29B4 A37B3 OUT=A29 A37B1
BLOCK E308 IN=A29 OUT=A29B1
BLOCK D303 IN=A29B1 OUT=A36 A29B2 A36B1
BLOCK P307 IN=A29B2 OUT=A29B4
BLOCK DIV IN=A37B1 OUT=A37B2 A37
BLOCK E309 IN=A37B2 OUT=A37B3
BLOCK VAL V1 IN=A33 OUT=A36B2
BLOCK VAL V2 IN=A36 OUT=A36B3
BLOCK MIX3 IN=A36B2 A36B3 OUT=A36BB4
BLOCK VAL V3 IN=A37 OUT=A38
PROPERTIES BY80P4

STREAM A25B3 TEMP=314.15 PRES=19.3

MOLE-FLOW H2 1216/

C1 184.623/
C3 46.4/
C2 110.2143/
C5 1118.8095/
C4 924.7043/
C6 13.2414/
C7 11.7143/
C8 13.7241/
C-2 33.1591/
C-1 10.3571/
N2 193.7857/
H2O 44

STREAM A36B4 TEMP=308.15 PRES=19.3

MOLE-FLOW H2 27/

C1 24.8123/
C3 28.8/
C2 115.5357/
C5 193.3333/
C4 116.2272/
C6 .2931/
C7 .2321/
C8 .1207/
C-2 12.3864/
C-1 .5/
N2 7.3929/
H2O 8333

STREAM A31C1 TEMP=541.0811 PRES=21.8

MOLE-FLOW H2 3.0966E-12/

N2 7.9131E-13/ C-1 6.6163E-14/
C-2 1.0815E-07/ C1 7.4238E-10/
C3 3.5449E-06/ C2 1.1634E-06/
C4 3.8775E-02/ C5 2.2019E-02/
C6 9.4442E-02/ C7 0.2178/
C8 1.9714/ H2O 4.4638E-19/
CA1 23.4731/ CA2 508.2210/
CA3 284.7064/ CA4 178.4223/
CA5 369.0919/ CA6 36.6307/
CA7 23.9557/ CA8 36.6447

APENDICE

STREAM A31C7 TEMP=298.15 PRES=24

MOLE-FLOW CA1 11.8606/

CA2 255.8958/

CA3 143.1129/

CA4 89.4808/

CA5 184.8996/

CA6 18.3398/

CA7 11.9902/

CA8 18.3398

STREAM A32B5 VFRAC=0 PRES=21.5

MOLE-FLOW H2 9.3183/

N2 2.9444/

C-1 0.1807/

C-2 15.8917/

C1 14.2424/

C3 35.9116/

C2 73.2820/

C4 1153.9672/

C5 1481.6830/

C6 11.2023/

C7 9.1219/

C8 7.7611/

H2O 5.7393/

CA1 0.0/

CA2 0.0/

CA3 0.0/

CA4 0.0/

CA5 0.0/

CA6 0.0/

CA7 0.0/

CA8 0.0

STREAM A29B4 VFRAC=0 PRES=28

MOLE-FLOW H2 8.8600/

N2 3.7103/

C-1 0.2808/

C-2 80.6808/

C1 30.4190/

C3 228.0437/

C2 357.1829/

C4 402.1681/

C5 1303.4632/

C6 2.1513E-02/

C7 9.5832E-03/

C8 2.8853E-03/ H2O 2.6963

STREAM A37B3 VFRAC=0.41531 PRES=29.9

MOLE-FLOW H2 1.0567E-28/

N2 4.3660E-26/

C-1 1.5939E-26/

C-2 1.1286E-5/

C1 2.4465E-16/

C2 7.0398E-5/

C5 6180.2756/

C7 65.5180/

H2O 2.0423E-11

C3 4.8279E-2/

C4 5251.6109/

C6 74.2508/

C8 71.2953/

APENDICE

BLOCK MIX4 MIXER
BLOCK E301 HEATER
PARAM TEMP=289.15 PRES=-0.3
BLOCK D301 FLASH2
PROPERTIES SYSOP4 SOLU-WATER=0
BLOCK-OPTIONS FREE-WATER=YES
PARAM PRES=19 TEMP=287.65
BLOCK P301 PUMP
PARAM PRES=29.7
BLOCK T301 RADFRAC
PROPERTIES SYSOP4 SOLU-WATER=3
PARAM NSTAGE=48
FEEDS A28B1 1 / A28 48 ON-STAGE / IN1A 31 / IN2A 43
PRODUCTS A31 48 L / A30 1 V / IN1 30 L MOLE-FLOW=1800 /
IN2 42 L MOLE-FLOW=1500
P-SPEC 1 18.6/2 18.606/29 18.779/30 18.785/31 18.791/32 18.798/41 18.855/
42 18.862/43 18.868/44 18.874/47 18.894/48 18.9
T-EST 1 291.00/
2 293.64/
29 314.37/
30 312.61/
31 303.58/
32 308.63/
41 315.77/
42 315.00/
43 309.91/
44 313.90/
47 316.58/
48 313.24
COL-SPECS MASS-RDV=1 Q1=0 QN=0
BLOCK H1 HEATER
PARAM PRES=18.7851 TEMP=292.15
BLOCK H2 HEATER
PARAM PRES=18.8617 TEMP=290.15
STREAM IN1A TEMP=292.15 PRES=18.7851
MOLE-FLOW H2 18.2172/
N2 4.4823/
C-1 0.2629/
C-2 9.7388/
C1 13.1455/
C2 20.0644/
C3 44.6052/
C4 32.6839/
C5 361.7417/
C6 2.6757E-07/
C7 1.6791E-08/
C8 7.8730E-10/
H2O 1.1388/
CA1 20.9213/
CA2 451.6467/
CA3 252.4247/
CA4 157.6605/
CA5 325.5953/ CA6 32.3055/
CA7 21.0658/ CA8 32.2990

APENDICE

STREAM IN2A TEMP=290.15 PRES=18.8617
MOLE-FLOW H2 13.6907/
N2 3.3045/
C-1 0.1933/
C-2 6.6291/
C1 9.3879/
C2 13.6612/
C3 30.6862/
C4 149.1264/
C5 398.8801/
C6 1.3904E-02/
C7 4.9605E-03/
C8 1.8539E-03/
H2O 0.6633/
CA1 14.1540/
CA2 305.2483/
CA3 170.5173/
CA4 106.4061/
CA5 219.6537/
CA6 21.7890/
CA7 14.2063/
CA8 21.7811
BLOCK P302 PUMP
PARAM PRES=27.2
BLOCK E306A HEATER
PARAM TEMP=423.15 PRES=22.9
BLOCK E306B HEATER
PARAM TEMP=333.15 PRES=20.6
BLOCK P306 PUMP
PARAM PRES=24.4
BLOCK E304 HEATER
PARAM TEMP=314.15 PRES=-0.4
BLOCK DIV1 FSPLIT
MOLE-FLOW A31C5 731.3205
BLOCK MIX1 MIXER
BLOCK E305 HEATER
PARAM TEMP=286.15 PRES=18.75
BLOCK T302 RADFRAC
PROPERTIES SYSOP4 SOLU-WATER=2
PARAM NSTAGE=30 MAXOL=40
FEEDS A32 I5 ON-STAGE/A32B5 I ON-STAGE
PRODUCTS A31C1 30 L/A32B1 I V
P-SPEC I 21.500/
2 21.510/
13 21.624/
14 21.634/
15 21.645/
16 21.655/
17 21.666/
28 21.779/
29 21.790/
30 21.800
COL-SPECS MASS-RDV=1 Q1=0 MASS-B=152513

APPENDICE

T-EST 1 326.70/
2 328.64/
13 347.64/
14 368.71/
15 409.58/
16 416.36/
17 425.92/
28 538.22/
29 539.60/
30 541.08

THERMOSYPHON TEMP=546.15

BLOCK E307 HEATER
PARAM VFRAC=0.072846 PRES=21.1

BLOCK D302 FLASH2
PROPERTIES SYSOP4 SOLU-WATER=0
BLOCK-OPTIONS FREE-WATER=YES
PARAM PRES=21.1 VFRAC=0.072846

BLOCK DIV3 FSPLIT
MOLE-FLOW A34 1445.5138

BLOCK P303 PUMP
PARAM PRES=21.5

BLOCK P304 PUMP
PARAM PRES=29.7

BLOCK MIX2 MIXER

BLOCK T303 RADFRAC
PROPERTIES SYSOP4 SOLU-WATER=0
PARAM NSTAGE=50

FEEDS A35 11/ A29B4 1 ON-STAGE/A37B3 50 ON-STAGE

PRODUCTS A29 1 V/A37B1 50 L

P-SPEC 1 28.000/
2 28.039/
10 28.349/
11 28.388/
12 28.427/
49 29.861/
50 29.900

COL-SPECS MASS-RDV=1 QN=0 Q1=0[MMKCAL/HR]

T-EST 1 322.88/
2 330.48/
10 338.89/
11 339.28/
12 340.89/
49 346.49/
50 346.92

BLOCK E308 HEATER
PARAM TEMP=302.08 PRES=27.6

APENDICE

BLOCK D303 FLASH2
PROPERTIES SYSOP4 SOLU-WATER=0
BLOCK-OPTIONS FREE-WATER=YES
PARAM PRES=302.08 PRES=27.6
BLOCK DIV FSPLIT
MOLE-FLOW A37 2028.0074
BLOCK E309 HEATER
PARAM VFRAC=.41531 PRES=29.9
BLOCK P307 PUMP
PARAM PRES=28
BLOCK VALV1 HEATER
PARAM PRES=19.3 DUTY=0
BLOCK VALV2 HEATER
PARAM PRES=19.3 DUTY=0
BLOCK MIX3 MIXER
BLOCK VALV3 HEATER
PARAM DUTY=0 PRES=21.4

TEAR IN1A/IN2A/A31C1/A32B5/A29B4/A37B3

CONVERGENCE L1 BROYDEN

TEAR IN1A
CONVERGENCE L2 BROYDEN
TEAR IN2A
CONVERGENCE L3 BROYDEN
TEAR A31C1
CONVERGENCE L4 BROYDEN
TEAR A32B5
CONVERGENCE L5 BROYDEN
TEAR A29B4
CONVERGENCE L6 BROYDEN
TEAR A37B3
CONV-ORDER L1 L2 L3 L4 L5 L6

APENDICE

-Codificación de la Sección de Recuperación de Propano.

TITLE SECCION DE RECUPERACION DE PROPILENO T401, T402, T402B Y T403
IN-UNITS MET
OUT-UNITS MET
SIMULATE INTERACTIVE=YES
DATABANKS ASPENPCD
PROP-SOURCES ASPENPCD
COMPONENTS
C2 C2H6/
C4 C3H8 /
C5 C3H6-2 /
C6 C4H10-2/
C7 C4H8-5 /
C8 C4H10-1
FLOWSHEET
BLOCK T401 IN=A38 A39 A38B5 A38C3 OUT=A38B1 A38C1
BLOCK E402 IN=A38B1 OUT=A38B2
BLOCK P402 IN=A38B2 OUT=A38B4
BLOCK DIV1 IN=A38B4 OUT=A38B6 A38B3
BLOCK VALV3 IN=A38B3 OUT=A38B5
BLOCK DIV2 IN=A38C1 OUT=A38C2 A38C4
BLOCK E401 IN=A38C2 OUT=A38C3
BLOCK E403 IN=A38B6 OUT=A38B7
BLOCK VALV1 IN=A38B7 OUT=A40
BLOCK P401 IN=A38C4 OUT=A38C5
BLOCK VALV2 IN=A38C5 OUT=A43
BLOCK T402 IN=A43 A49 A43B3 OUT=DMA43 A43B1
BLOCK DIV3 IN=A43B1 OUT=A43B2 A43
BLOCK E404 IN=A43B2 OUT=A43B3
BLOCK T402B IN=DMA43 A43B9 OUT=A43B4 A49
BLOCK E405 IN=A43B4 OUT=A43B5
BLOCK P405 IN=A43B5 OUT=A43B6
BLOCK DIV4 IN=A43B6 OUT=A43B7 A43B8
BLOCK VALV4 IN=A43B7 OUT=A43B9
BLOCK E406 IN=A43B8 OUT=A44
BLOCK T403 IN=A45 A45B3 A45B9 OUT=A45B1 A45B6
BLOCK E408 IN=A45B1 OUT=A45B2
BLOCK DIV5 IN=A45B2 OUT=A45B3 A3
BLOCK P406 IN=A45B3 OUT=A45B5
BLOCK DIV6 IN=A45B6 OUT=A45B7 A45B8
BLOCK E407 IN=A45B8 OUT=A45B9
BLOCK E409 IN=A45B7 OUT=A47
BLOCK VALV5 IN=A47 OUT=A47B1
PROPERTIES 8YSOP4

APENDICE

STREAM A38 TEMP=328.15 PRES=21.40

MOLE-FLOW C2 1.9643/

C5 1094.5714/

C4 905.3636/

C6 11.3620/

C7 10/

C8 12.1379

STREAM A39 TEMP=311.15 PRES=21.0

MOLE-FLOW C2 0.6071/

C5 182.7380/

C4 91.5454/

C6 3.3448/

C7 0.8392/

C8 0.0

STREAM A38B5 TEMP=322.15 PRES=20.8

MOLE-FLOW C2 42.362/

C4 34.9598/

C5 8371.6749/

C6 8.7506E-21/

C7 5.3886E-24/

C8 0.0

STREAM A38C3 VFRAC=0.28939 PRES=21.5

MOLE-FLOW C2 1.2824E-04/

C4 18002.1550/

C5 13917.9231/

C6 266.1312/

C7 196.1439/

C8 219.6450

STREAM A49 TEMP=333.0008 PRES=22.3

MOLE-FLOW C2 4.3121E-6/

C4 13573/

C5 7211.9160/

C6 0/

C7 0/

C8 0

STREAM A43B3 VFRAC=0.2767 PRES=22.5

MOLE-FLOW C2 9.7747E-27/

C4 7.4630E4/

C5 1480.6039/

C6 1110.4423/

C7 818.4177/

C8 916.4769

STREAM A43B9 TEMP=323.8179 PRES=20.8

MOLE-FLOW C2 1.8418E-04/

C4 60.0008/

C5 1.9485E+04/

C6 0/

C7 0/

C8 0

APENDICE

STREAM A45B5 TEMP=329.1316 PRES=19.3 MOLE-FLOW=1103.6201

MOLE-FRAC C2 0/

C4 .9753/

C5 .0194/

C6 .0037/

C7 .0013/

C8 .0003

STREAM A45B9 TEMP=373.9 PRES=20.0 MOLE-FLOW=7038.2

MOLE-FRAC C2 0/

C4 0.1166/

C5 0.0007/

C6 0.2983/

C7 0.2591/

C8 0.3253

BLOCK T401 RADFRAC

PARAM NSTAGE=125

FEEDS A38 112 ON-STAGE/A39 76 ON-STAGE/A38B5 1 ON-STAGE/

A38C3 125 ON-STAGE

PRODUCTS A38B1 1 V/A38C1 125 L

P-SPEC 1 20.8/125 21.5

T-EST 1 324.08/2 324.23/75 327.15/76 327.23/77 327.28/111 329.31/

112 329.46/113 329.51/122 330.23/123 330.44/124 330.76/

125 331.31

COL-SPEC8 MOLE-RDV=1 Q1=0 QN=0

BLOCK E402 HEATER

PARAM TEMP=322.15 PRES=20.4

BLOCK P402 PUMP

PARAM PRES=26.02

BLOCK DIV1 FSPLIT

MOLE-FLOW A38B6 512.8397

BLOCK VALV3 HEATER

PARAM DUTY=0 PRES=20.8

BLOCK DIV2 FSPLIT

MOLE-FLOW A38C4 1801.6340

BLOCK E401 HEATER

PARAM VFRAC=0.28939 PRES=21.5

BLOCK E403 HEATER

PARAM TEMP=311.15 PRES=26.02

BLOCK VALV1 HEATER

PARAM DUTY=0 PRES=21.1

BLOCK P401 PUMP

PARAM PRES=25.82

BLOCK VALV2 HEATER

PARAM TEMP=329.15 PRES=22.3

BLOCK T402 RADFRAC

PARAM NSTAGE=125

FEEDS A43 70 ON-STAGE/A49 1 ON-STAGE/A43B3 125 ON-STAGE

PRODUCTS DMA43 1 V/ A43B1 125 L

P-SPEC 1 22.3/2 22.302/69 22.410/70 22.411/71 22.413/118 22.489/

119 22.490/120 22.492/124 22.498/125 22.5

APENDICE

T-EST 1 333.01/
2 333.02/
69 333.43/
70 333.49/
71 333.56/
118 336.33/
119 336.37/
120 336.42/
124 337.14/
125 337.76
COL-SPECS MASS-RDV=1 Q1=0 QN=0
BLOCK DIV3 FSPLIT
MOLE-FLOW A45 1044.9854
BLOCK E404 HEATER
PARAM VFRAC=0.2767 PRES=22.5
BLOCK T402B RADFRAC
PARAM NSTAGE=125
FEEDS DMA43 125 ON-STAGE/A43B9 1 ON-STAGE
PRODUCTS A43B4 1 V/A49 125 L
P-SPEC 1 20.8/2 20.812/124 22.288/125 22.3
T-EST 1 324.30/2 324.33/124 332.97/125 333.00
COL-SPECS MASS-RDV=1 Q1=0 QN=0
BLOCK E405 HEATER
PARAM VFRAC=0 PRES=20.4
BLOCK P405 PUMP
PARAM PRES=25.46
BLOCK DIV4 FSPLIT
MOLE-FLOW A43B8 751.996
BLOCK VAL V4 HEATER
PARAM DUTY=0 PRES=20.8
BLOCK E406 HEATER
PARAM TEMP=311.15 PRES=21.1
BLOCK T403 RADFRAC
PARAM NSTAGE=30
FEEDS A45 20 ON-STAGE/A45B5 1 ON-STAGE/A45B9 30 ON-STAGE
PRODUCTS A45B1 1 V/A45B6 30 L
P-SPEC 1 19.700/
2 19.710/
3 19.721/
18 19.876/
19 19.886/
20 19.897/
21 19.907/
27 19.969/
28 19.979/
29 19.990/
30 20.000

APENDICE

T-EST 1 330.27/
2 330.45/
3 330.61/
18 332.40/
19 332.50/
20 332.59/
21 333.36/
27 357.37/
28 363.60/
29 368.86/
30 372.92

COL-SPECS MOLE-RDV=1 Q1=0 QN=0

BLOCK E408 HEATER
PARAM TEMP=329.13 PRES=19.3
BLOCK DIV5 FSPLIT
MOLE-FLOW A3 1008.3799
BLOCK P406 PUMP
PARAM PRES=19.7
BLOCK DIV6 FSPLIT
MOLE-FLOW A45B7 36.6055
BLOCK E407 HEATER
PARAM TEMP=373.90 PRES=20.0
BLOCK E409 HEATER
PARAM TEMP=311.15 PRES=5.18
BLOCK VALV5 HEATER
PARAM DUTY=0 PRES=4.6
TEAR A38B5/A38C3/A43B3/A49/A43B9/A45B5/A45B9
CONVERGENCE L1 BROYDEN
TEAR A38B5
CONVERGENCE L2 BROYDEN
TEAR A38C3
CONVERGENCE L3 WEGSTEIN
TEAR A43B3
CONVERGENCE L4 BROYDEN
TEAR A49
CONVERGENCE L5 WEGSTEIN
TEAR A43B9
CONVERGENCE L6 BROYDEN
TEAR A45B5
CONVERGENCE L7 BROYDEN
TEAR A45B9
CONV-ORDER L1 L2 L5 L3 L4 L7 L6

APENDICE

APENDICE B

RESULTADOS DE LA SIMULACION

A) SECCION DE VAPORIZACION DE ALIMENTACION

CORRIENTE	A1	A13	A2	A2B1	A2B2
DE :	---	E101	VALV1	MIX1	D101
A :	VALV1	---	MIX1	D101	MIX2
FABE:	LIQUIDO	VAPOR	MEZCLA	MEZCLA	VAPOR
COMPONENTES: KG/HR					
H2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
N2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C-1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C-2	23.0000	23.0000	23.0000	23.0000	22.9077
C1	45.0000	45.0000	45.0000	45.0000	44.9588
C2	1082.0000	1082.0000	1082.0000	1082.0000	1056.1974
C3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C4	5.3481+04	9.5877+04	5.3481+04	9.5877+04	9.3981+04
C5	0.0	1778.0000	0.0	1778.0000	1747.9827
C6	1509.0000	1891.0000	1509.0000	1891.0000	1807.8945
C7	0.0	92.0000	0.0	92.0000	86.8230
C8	606.0000	634.0000	606.0000	634.0000	590.4987
C9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C10	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C11	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	1287.8364	2296.7669	1287.8364	2296.7669	2250.1457
KG/HR	5.6728+04	1.0120+05	5.6728+04	1.0120+05	9.9119+04
VARIABLES:					
TEMP K	311.1500	302.1700	277.3565	277.5692	278.2107
PRES ATM	17.1000	4.5000	5.5000	5.5000	5.5000
VFRAC	0.0	1.0000	0.2565	0.1889	1.0000
LFRAC	1.0000	0.0	0.7434	0.8310	0.0
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-2.8340+04	-2.4368+04	-2.8340+04	-2.8087+04	-2.4810+04
CAL/GM	-843.3951	-553.0251	-843.3951	-837.4380	-563.2190
CAL/SEC	-1.0138+07	-1.5548+07	-1.0138+07	-1.7919+07	-1.5507+07
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-79.5958	-86.3406	-79.2990	-79.9913	-68.2232
CAL/GM-K	-1.8070	-1.5055	-1.8003	-1.8153	-1.5487
DENSIDAD:					
MOL/CC	1.0885-02	1.9835-04	1.0025-03	1.4827-03	2.7245-04
GM/CC	0.4838	8.6516-03	4.4159-02	6.4450-02	1.2001-02
PM PROMEDIO	44.0475	44.0628	44.0475	44.0628	44.0499

APENDICE

CORRIENTE	A2B3	A3	A3B1	A4	A4B1
DE :	D101	---	E101	VALV2	MIX2
A :	MIX2	E101	VALV2	MIX1	VALV3
FASE:	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	MEZCLA
COMPONENTES: KG/HR					
H2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
N2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C-1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C-2	9.2247-02	0.0	0.0	0.0	23.0000
C1	4.1198-02	0.0	0.0	0.0	45.0000
C2	5.8025	0.0	0.0	0.0	1062.0000
C3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C4	1915.5437	4.2396+04	4.2396+04	4.2396+04	9.5877+04
C5	30.0372	1778.0000	1778.0000	1778.0000	1778.0000
C6	83.1054	182.0000	182.0000	182.0000	1891.0000
C7	5.1789	92.0000	92.0000	92.0000	92.0000
C8	43.5002	28.0000	28.0000	28.0000	634.0000
C9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C10	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C11	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	46.8212	1008.9304	1008.9304	1008.9304	2296.7669
KG/HR	2083.2997	4.4476+04	4.4476+04	4.4476+04	1.0120+05
VARIABLES:					
TEMP K	279.2197	325.1500	266.1500	278.4056	279.2197
PRES ATM	5.5000	19.3000	19.3000	5.5000	5.5000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	5.4300-02	0.9797
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	0.9457	2.0299-02
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-2.9050+04	-2.8583+04	-2.7785+04	-2.7785+04	-2.4896+04
CAL/GM	-650.1073	-602.5998	-629.8356	-629.8356	-565.0078
CAL/SEC	-3.7821+05	-7.4444+06	-7.7813+06	-7.7813+06	-1.5683+07
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-83.3032	-77.1858	-81.1126	-81.0068	-88.5293
CAL/GM-K	-1.8642	-1.7509	-1.8400	-1.8378	-1.5552
DENSIDAD:					
MOL/CC	1.2368-02	1.0180-02	1.2298-02	3.6481-03	2.7797-04
GM/CC	0.5526	0.4487	0.5421	0.1608	1.2248-02
PM PROMEDIO	44.8856	44.0823	44.0823	44.0823	44.0828

APENDICE

CORRIENTE	A4B2
DE :	VALV3
A :	E101
FASE:	MEZCLA
COMPONENTES: KG/HR	
H2	0.0
N2	0.0
C-1	0.0
C-2	23.0000
C1	45.0000
C2	1082.0000
C3	0.0
C4	9.5877+04
C5	1778.0000
C6	1691.0000
C7	92.0000
C8	634.0000
C9	0.0
C10	0.0
C11	0.0
H2O	0.0
FLUJO TOTAL:	
KMOL/HR	2298.7869
KG/HR	1.0120+05
VARIABLES:	
TEMP K	277.1547
PRES ATM	5.1700
VFRAC	0.9880
LFRAC	1.3937-02
ENTALPIA:	
CAL/MOL	-2.4898+04
CAL/GM	-585.0077
CAL/SEC	-1.5883+07
ENTROPIA:	
CAL/MOL-K	-88.4225
CAL/GM-K	-1.5528
DENSIDAD:	
MOL/CC	2.6001-04
GM/CC	1.1457-02
PM PROMEDIO	44.0628

APENDICE

B) SECCION DE REACCION

CORRIENTE	A13	A13B1	A13B2	A13BB2	A13R1
DE :	----	E102A	H101	DIV1	DIV1
A :	E102A	H101	DIV1	DIV2	RTSR1
FASE:	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
COMPONENTES: KG/HR					
H2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
N2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C-1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C-2	22.9996	22.9996	22.9996	15.3330	7.6665
C1	44.9990	44.9990	44.9990	29.9993	14.9996
C2	1081.9972	1081.9972	1081.9972	707.9981	353.9990
C3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C4	9.5877+04	9.5877+04	9.5877+04	6.3918+04	3.1959+04
C5	1777.9980	1777.9980	1777.9980	1185.3320	592.6659
C6	1890.9957	1890.9957	1890.9957	1127.3305	563.6652
C7	91.9946	91.9946	91.9946	61.3297	30.6648
C8	833.9991	833.9991	833.9991	422.6681	211.3330
H2O	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	2296.7665	2296.7665	2296.7665	1531.1777	765.5888
KG/HR	1.0120+05	1.0120+05	1.0120+05	6.7468+04	3.3734+04
VARIABLES:					
TEMP K	302.1500	449.5307	922.1500	922.1500	922.1500
PRES ATM	4.5000	3.8000	1.4000	1.4000	1.4000
VFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
LFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-2.4368+04	-2.1140+04	-5355.1879	-5355.1879	-5355.1879
CAL/GM	-553.0336	-479.7804	-121.5353	-121.5353	-121.5353
CAL/SEC	-1.5547+07	-1.3487+07	-3.4186+06	-2.2777+06	-1.1389+06
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-86.3418	-57.4036	-32.0770	-32.0770	-32.0770
CAL/GM-K	-1.5056	-1.3027	-0.7279	-0.7279	-0.7279
DENSIDAD:					
MOL/CC	1.9636-04	1.0498-04	1.8498-05	1.8498-05	1.8498-05
GM/CC	6.6523-03	4.6257-03	8.1509-04	8.1509-04	8.1509-04
PM PROMEDIO	44.0628	44.0628	44.0628	44.0628	44.0628

APENDICE

CORRIENTE	A13R2	A13R3	A20	A20B2	A20B3
DE :	DIV2	DIV2	MIX2	E103	E102A
A :	RTSR2	RTSR3	E103	E102A	---
FASE:	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
COMPONENTES: KG/HR					
H2	0.0	0.0	2432.0000	2431.9999	2431.9999
N2	0.0	0.0	5425.9976	5425.9976	5425.9976
C-1	0.0	0.0	289.9987	289.9987	289.9987
C-2	7.6665	7.6665	1459.0007	1458.9975	1458.9975
C1	14.9996	14.9996	2954.0001	2953.9991	2953.9991
C2	353.9990	353.9991	3085.9914	3085.9908	3085.9908
C3	0.0	0.0	1392.0013	1392.0002	1392.0002
C4	3.1959+04	3.1959+04	4.0687+04	4.0687+04	4.0687+04
C5	592.6659	592.6660	4.6990+04	4.8990+04	4.8990+04
C6	563.6652	563.6652	766.0010	767.9982	767.9982
C7	30.6646	30.6646	655.9989	655.9979	655.9979
C8	211.3330	211.3330	795.9977	795.9965	795.9965
H2O	0.0	0.0	3242.9990	3242.9990	3242.9990
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	765.5866	765.5869	4037.6683	4037.6679	4037.6679
KG/HR	3.3734+04	3.3734+04	1.1018+05	1.1018+05	1.1018+05
VARIABLES:					
TEMP K	922.1500	922.1500	878.1478	546.1500	436.1500
PRES ATM	1.4000	1.4000	0.4800	0.3600	0.3600
VFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
LFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-5355.1879	-5355.1879	1449.5077	-5360.8147	-7196.7764
CAL/GM	-121.5353	-121.5353	53.1219	-196.4645	-263.7493
CAL/SEC	-1.1389+06	-1.1389+06	1.6258+06	-6.0129+06	-8.0721+06
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-32.0770	-32.0770	-3.7336	-12.8749	-16.6037
CAL/GM-K	-0.7279	-0.7279	-0.1368	-0.4718	-0.6085
DENSIDAD:					
MOL/CC	1.8498-05	1.8498-05	6.3832-06	8.0057-06	1.0020-05
GM/CC	8.1509-04	8.1509-04	1.7417-04	2.1845-04	2.7340-04
PM PROMEDIO	44.0628	44.0628	27.2864	27.2864	27.2864

APENDICE

CORRIENTE	R1	R1B	R2	R2B	R3
DE :	RTSR1	DIV3	RTSR2	DIV4	RTSR3
A :	DIV3	MIX2	DIV4	MIX2	DIV5
FASE:	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
COMPONENTES: KG/HR					
H2	779.0408	765.9530	779.0408	765.9530	779.0409
N2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C-1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C-2	7.7971	7.6661	7.7971	7.6661	7.7971
C1	996.5520	979.8099	996.5520	979.8099	996.5521
C2	1042.5348	1025.0203	1042.5348	1025.0203	1042.5350
C3	482.6792	454.9062	482.6792	454.9062	482.6793
C4	1.3776+04	1.3544+04	1.3776+04	1.3544+04	1.3776+04
C5	1.5922+04	1.5654+04	1.5922+04	1.5654+04	1.5922+04
C6	257.9843	253.6501	257.9843	253.6501	257.9843
C7	220.0191	216.3228	220.0191	216.3228	220.0192
C8	269.8584	265.3248	269.8584	265.3248	269.8584
H2O	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	1203.6460	1183.4248	1203.6460	1183.4248	1203.6461
KG/HR	3.3734+04	3.3167+04	3.3734+04	3.3167+04	3.3734+04
VARIABLES:					
TEMP K	878.1500	878.1500	878.1500	878.1500	878.1500
PRES ATM	0.4600	0.4600	0.4600	0.4600	0.4600
VFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
LFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTALPIA:					
CAL/MOL	4886.0790	4886.0790	4886.0790	4886.0790	4886.0790
CAL/GM	174.3377	174.3377	174.3377	174.3377	174.3377
CAL/SEC	1.8336+06	1.8062+06	1.8336+06	1.8062+06	1.8336+06
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-6.1838	-6.1838	-6.1838	-6.1838	-6.1838
CAL/GM-K	-0.2199	-0.2199	-0.2199	-0.2199	-0.2199
DENSIDAD:					
MOL/CC	6.3832-06	6.3832-06	6.3832-06	6.3832-06	6.3832-06
GM/CC	1.7690-04	1.7690-04	1.7690-04	1.7690-04	1.7690-04
PM PROMEDIO	28.0265	28.0265	28.0265	28.0265	28.0265

APENDICE

CORRIENTE	R3B
DE :	DIV5
A :	MIX2
FASE:	VAPOR
COMPONENTES: KG/HR	
H2	765.9530
N2	0.0
C-1	0.0
C-2	7.6661
C1	979.8099
C2	1025.0203
C3	454.9062
C4	1.3544+04
C5	1.5854+04
C6	253.6501
C7	216.3228
C8	265.3248
H2O	0.0
FLUJO TOTAL:	
KMOL/HR	1183.4248
KG/HR	3.3167+04
VARIABLES:	
TEMP K	878.1500
PRES ATM	0.4600
VFRAC	1.0000
LFRAC	0.0
SFRAC	0.0
ENTALPIA:	
CAL/MOL	4888.0790
CAL/GM	174.3377
CAL/SEC	1.6062+06
ENTROPIA:	
CAL/MOL-K	-6.1638
CAL/GM-K	-0.2199
DENSIDAD:	
MOL/CC	8.3832-08
GM/CC	1.7890-04
PM PROMEDIO	28.0265

APENDICE

CI RESULTADOS DE LA SECCION DE COMPRESION

CORRIENTE	A20B3	A20B4	A23	A23B1	A23B2
DE:	---	E201	CE202	C202A	CE203
A:	E201	MIX1C	C202A	CE203	D203
FASE:	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	VAPOR	MEZCLA
COMPONENTES: KG/HR					
H2	2432.0000	2432.0000	2443.2822	2443.2822	2443.2822
N2	5428.0000	5428.0000	5451.1718	5451.1718	5451.1718
C-1	290.0000	290.0000	291.3453	291.3453	291.3453
C-2	1459.0000	1459.0000	1485.7884	1485.7884	1485.7884
C1	2954.0000	2954.0000	2967.7038	2967.7038	2967.7038
C2	3086.0000	3086.0000	3100.3162	3100.3162	3100.3162
C3	1392.0000	1392.0000	1398.4578	1398.4578	1398.4578
C4	4.0687+04	4.0687+04	4.0878+04	4.0878+04	4.0878+04
C6	4.8990+04	4.8990+04	4.7208+04	4.7208+04	4.7208+04
C6	788.0000	788.0000	771.5828	771.5828	771.5828
C7	856.0000	856.0000	859.0432	859.0432	859.0432
C8	799.0000	799.0000	799.8927	799.8927	799.8927
C9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C10	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C11	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	3243.0000	3243.0000	3246.9151	3246.9151	3246.9151
CA1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	4037.8887	4037.8887	4055.9829	4055.9829	4055.9829
KG/HR	1.1018+05	1.1018+05	1.1068+05	1.1068+05	1.1068+05
VARIABLES :					
TEMP K	438.1500	314.1500	285.7582	354.0489	232.4049
PRES ATM	0.3000	0.2700	0.7000	2.7600	2.2000
VFRAC	1.0000	1.0000	0.9721	1.0000	0.9556
LFRAC	0.0	0.0	2.7888-02	0.0	4.4382-02
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-7196.4173	-8940.0322	-9591.3321	-8433.0285	-1.0420+04
CAL/GM	-263.7361	-327.6366	-351.4874	-309.0398	-381.8529
CAL/SEC	-8.0717+06	-1.0027+07	-1.0806+07	-9.5012+06	-1.1740+07
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-16.2411	-20.8827	-24.7888	-23.7835	-30.1055
CAL/GM-K	-0.5952	-0.7579	-0.9084	-0.8715	-1.1032
DENSIDAD:					
MOL/CC	8.3489-08	1.0490-05	3.0860-05	9.8016-05	1.2405-04
GM/CC	2.2781-04	2.8623-04	8.4210-04	2.8201-03	3.3851-03
PM PROMEDIO	27.2864	27.2864	27.2878	27.2878	27.2878

APENDICE

CORRIENTE:	A24	A24B1	A24B2	A24C1	A25
DE:	D203	C202B	CE204	D203	D204
A:	C202B	CE204	D204	----	C202C
FASE:	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	LIQUIDOO	VAPOR
COMPONENTES: KG/HR					
H2	2443.2822	2443.2822	2443.2822	0.0	2443.2822
N2	5451.1718	5451.1718	5451.1718	0.0	5451.1718
C-1	291.3453	291.3453	291.3453	0.0	291.3453
C-2	1485.7670	1485.7670	1485.7670	0.0	1485.7670
C1	2967.7038	2967.7038	2967.7038	0.0	2967.7038
C2	3100.3181	3100.3181	3100.3181	0.0	3100.3181
C3	1398.4575	1398.4575	1398.4575	0.0	1398.4575
C4	4.0876+04	4.0876+04	4.0876+04	0.0	4.0876+04
C5	4.7208+04	4.7208+04	4.7208+04	0.0	4.7208+04
C6	771.5628	771.5628	771.5628	0.0	771.5628
C7	659.0432	659.0432	659.0432	0.0	659.0432
C8	799.6927	799.6927	799.6927	0.0	799.6927
C9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C10	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C11	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	2258.0538	2258.0538	2258.0538	851.1722	847.8707
CA1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	4000.9809	4000.9809	4000.9809	36.1481	3922.8138
KG/HR	1.0969+05	1.0969+05	1.0969+05	851.1722	1.0828+05
VARIABLES:					
TEMP K	314.1500	402.3588	315.0779	314.1500	314.1500
PRES ATM	2.2000	7.3500	7.0000	2.2000	7.0000
VFRAC	1.0000	1.0000	0.9795	0.0	1.0000
LFRAC	0.0	0.0	2.0504-02	1.0000	0.0
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-8281.8301	-7101.1952	-8535.8228	-6.8023+04	-7344.8263
CAL/GM	-302.0877	-259.0229	-311.3524	-3775.9214	-266.0915
CAL/SEC	-9.2043+08	-7.8922+08	-9.4866+08	-6.8299+05	-8.0034+08
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-25.1618	-24.2195	-28.1901	-38.0316	-27.9814
CAL/GM-K	-0.9178	-0.8834	-1.0282	-2.1111	-1.0137
DENSIDAD:					
MOL/CC	8.6373-05	2.2669-04	2.8693-04	5.5062-02	2.8202-04
GM/CC	2.3680-03	8.2147-03	7.8962-03	0.9919	7.7648-03
PM PROMEDIO	27.4153	27.4153	27.4153	18.0150	27.6026

APENDICE

CORRIENTES	A25B1	A25B2	A25B3	A25B4	A25C1
DE :	C202C	CE205	DIV1C	DIV1C	D204
A :	CE205	DIV1C	---	MIX1C	---
FASE:	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO
COMPONENTES: KG/HR					
H2	2443.2822	2443.2822	2431.9999	11.2822	0.0
N2	5451.1716	5451.1716	5425.9999	25.1716	0.0
C-1	291.3453	291.3453	290.0000	1.3453	0.0
C-2	1485.7870	1485.7870	1458.9988	8.7884	0.0
C1	2987.7038	2987.7038	2953.9999	13.7038	0.0
C2	3100.3181	3100.3181	3085.9999	14.3182	0.0
C3	1398.4575	1398.4575	1391.9999	6.4576	0.0
C4	4.0876+04	4.0876+04	4.0887+04	188.7503	0.0
C5	4.7208+04	4.7208+04	4.8990+04	217.9904	0.0
C6	771.5628	771.5628	788.0000	3.5828	0.0
C7	859.0432	859.0432	858.0000	3.0432	0.0
C8	799.8927	799.8927	798.0000	3.8927	0.0
C9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C10	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C11	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	847.8707	847.8707	843.9555	3.9151	1408.1831
CA1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	3922.8136	3922.8136	3904.6994	16.1142	78.1872
KG/HR	1.0828+05	1.0828+05	1.0778+05	500.0000	1408.1831
VARIABLES:					
TEMP K	369.8780	314.1500	314.1500	314.1500	314.1500
PRES ATM	19.6900	19.2000	19.2000	19.2000	7.0000
VFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0
LFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-8380.3123	-7473.5981	-7473.5981	-7473.5940	-6.8021+04
CAL/GM	-231.1487	-270.7587	-270.7587	-270.7586	-3775.8189
CAL/SEC	-6.9524+08	-8.1438+08	-8.1062+08	-3.7805+04	-1.4770+08
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-27.1998	-30.2656	-30.2656	-30.2656	-38.0329
CAL/GM-K	-0.9854	-1.0984	-1.0984	-1.0984	-2.1111
DENSIDAD:					
MOL/CC	8.4850-04	8.3052-04	8.3052-04	8.3052-04	5.5074-02
GM/CC	1.7900-02	2.2925-02	2.2925-02	2.2925-02	0.9921
PM PROMEDIO:	27.6026	27.6026	27.6026	27.6026	18.0150

APENDICE

CORRIENTES	A62	B24	B26	B262
DE :	MIX1C	D203	D204	C201
A :	C201	---	---	CE202
FASE:	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR
COMPONENTES: KG/HR				
H2	2443.2822	1.1739-05	0.0	2443.2822
N2	5451.1716	7.2718-06	0.0	5451.1716
C-1	291.3453	4.1925-07	0.0	291.3453
C-2	1465.7684	1.3488-03	0.0	1465.7684
C1	2967.7038	4.1671-05	0.0	2967.7038
C2	3100.3182	5.7888-05	0.0	3100.3182
C3	1398.4576	3.5938-05	0.0	1398.4576
C4	4.0878+04	1.0698-04	0.0	4.0878+04
C5	4.7208+04	4.9891-04	0.0	4.7208+04
C6	771.5628	9.3087-08	0.0	771.5628
C7	659.0432	8.6634-07	0.0	659.0432
C8	799.6927	2.8185-07	0.0	799.6927
C9	0.0	0.0	0.0	0.0
C10	0.0	0.0	0.0	0.0
C11	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	3246.9151	339.6890	0.0	3246.9151
CA1	0.0	0.0	0.0	0.0
CA2	0.0	0.0	0.0	0.0
CA3	0.0	0.0	0.0	0.0
CA4	0.0	0.0	0.0	0.0
CA5	0.0	0.0	0.0	0.0
CA6	0.0	0.0	0.0	0.0
CA7	0.0	0.0	0.0	0.0
CA8	0.0	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL:				
KMOL/HR	4055.9829	18.8558	0.0	4055.9829
KG/HR	1.1068+05	339.6911	0.0	1.1068+05
VARIABLES:				
TEMP K	314.0804	314.1500		406.0410
PRE8 ATM	0.2700	2.2000		0.9500
VFRAC	1.0000	0.0		1.0000
LFRAC	0.0	1.0000		0.0
ENTALPIA:				
CAL/MOL	-8933.4812	-8.8410+04		-7679.8624
CAL/GM	-327.3796	-3787.3592		-281.4390
CAL/SEC	-1.0065+07	-3.5831+05		-8.6526+06
ENTROPIA:				
CAL/MOL-K	-20.8884	-38.9933		-19.6934
CAL/GM-K	-0.7561	-2.1644		-0.7218
DENSIDAD:				
MOL/CC	1.0492-05	4.8552-02		2.8579-05
GM/CC	2.8630-04	0.8386		7.7987-04
PM PROMEDIO	27.2878	18.0150		27.2878

APENDICE

D) SECCION DE PLANTA DE GAS

CORRIENTE	A26B3	A26	A26B1	A27	A27B1
DE :	----	MIX4	E301	D301	D301
A :	MIX4	E301	D301	P301	---
FASE:	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: KG/HR					
H2	2451.4580	2505.8880	2505.8880	15.9143	0.0
N2	5428.5188	5635.6181	5635.6181	59.9597	0.0
C-1	290.1023	304.1073	304.1073	3.5251	0.0
C-2	1459.3319	2004.4574	2004.4574	204.5744	0.0
C1	2961.9389	3360.0058	3360.0058	97.4899	0.0
C2	3091.9519	8333.1905	8333.1905	801.0719	0.0
C3	1395.2480	2261.2640	2261.2640	297.0183	0.0
C4	4.0777+04	4.5902+04	4.5902+04	1.5140+04	0.0
C5	4.7081+04	5.5218+04	5.5218+04	1.8406+04	0.0
C6	789.6431	788.8792	788.8792	418.2773	0.0
C7	657.2859	670.2886	670.2886	378.2078	0.0
C8	797.8995	804.7151	804.7151	490.9979	0.0
H2O	792.6600	807.8719	807.8719	6.1489	743.0973
CA1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	3920.7350	4448.2022	4448.2022	808.2240	41.2488
KG/HR	1.0796+05	1.2659+05	1.2659+05	3.4121+04	743.0973
L/MIN	7.8308+04	8.7598+04	8.8086+04	1058.5694	12.3834
VARIABLES:					
TEMP K	314.1500	313.0818	289.1500	287.8500	287.8500
PRES ATM	19.3000	19.3000	19.0000	19.0000	19.0000
VFRAC	1.0000	1.0000	0.8103	0.0	0.0
LFRAC	0.0	0.0	0.1896	1.0000	1.0000
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-6930.8534	-6757.3216	-7729.4272	-1.3408+04	-6.6493+04
CAL/GM	-251.7207	-237.4391	-271.5971	-317.6032	-3801.9820
CAL/SEC	-7.5483+08	-8.3494+08	-9.5508+08	-3.0103+08	-7.6479+05
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-29.8158	-30.4007	-33.6548	-62.5548	-39.6181
CAL/GM-K	-1.0828	-1.0682	-1.1825	-1.4817	-2.1991
DENSIDAD:					
MOL/CC	8.3447-04	8.4633-04	1.0892-03	1.2725-02	5.5516-02
GM/CC	2.2976-02	2.4088-02	3.0997-02	0.5372	1.0001
PM PROMEDIO	27.5339	28.4591	28.4591	42.2173	18.0150

APENDICE

CORRIENTE	A27B2	A28	A28B1	A29	A29B1
DE :	P301	D301	E305	T303	E308
A :	MIX2	T301	T301	E308	D303
FASE:	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	MEZCLA
COMPONENTES: KG/HR					
H2	15.9143	2489.9737	3.1347-12	43.4052	43.4052
N2	59.9597	5575.8583	1.1130-11	206.2280	206.2280
C-1	3.5251	300.5822	9.3055-13	12.7750	12.7750
C-2	204.5744	1799.8830	2.3917-06	4114.3410	4114.3410
C1	97.4689	3262.5358	5.9828-09	702.9142	702.9142
C2	801.0719	5732.1185	1.8401-05	1.1878+04	1.1878+04
C3	297.0183	1964.2456	5.3570-05	7709.1934	7709.1934
C4	1.5140+04	3.0782+04	0.8592	1.8614+04	1.8614+04
C5	1.0406+04	3.8810+04	0.4856	5.7882+04	5.7882+04
C6	418.2773	368.4018	2.7498	1.2824	1.2824
C7	378.2078	292.0809	6.1180	0.5502	0.5502
C8	490.9979	313.7172	57.3154	0.1710	0.1710
H2O	8.1489	56.4255	4.0549-18	92.0781	92.0781
CA1	0.0	0.0	2385.2394	0.0	0.0
CA2	0.0	0.0	5.1120+04	0.0	0.0
CA3	0.0	0.0	2.8311+04	0.0	0.0
CA4	0.0	0.0	2.0418+04	0.0	0.0
CA5	0.0	0.0	4.2215+04	0.0	0.0
CA6	0.0	0.0	3892.7342	0.0	0.0
CA7	0.0	0.0	2545.3818	0.0	0.0
CA8	0.0	0.0	3893.4812	0.0	0.0
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	808.2240	3598.7293	1466.0898	2841.9979	2841.9979
KG/HR	3.4121+04	9.1728+04	1.5283+05	1.0108+05	1.0108+05
L/MIN	1054.4243	8.8430+04	3548.2615	2.7841+04	5721.4918
VARIABLES:					
TEMP K	288.9151	287.8500	286.1500	322.8798	302.0800
PRES ATM	29.7000	19.0000	18.7500	28.0000	27.6000
VFRAC	0.0	1.0000	0.0	1.0000	8.2684-02
LFRAC	1.0000	0.0	1.0000	0.0	0.9173
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-1.3377+04	-5842.5211	-4.2112+04	-5459.9183	-8089.7228
CAL/GM	-316.8686	-229.2175	-403.9841	-142.7437	-211.4973
CAL/SEC	-3.0033+06	-5.8405+06	-1.7150+07	-4.0070+06	-5.9370+06
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-62.5178	-27.3833	-164.2328	-38.4059	-46.7443
CAL/GM-K	-1.4808	-1.0743	-1.5755	-1.0040	-1.2220
DENSIDAD:					
MOL/CC	1.2775-02	9.0289-04	6.8864-03	1.5930-03	7.8981-03
GM/CC	0.5393	2.3014-02	0.7178	6.0933-02	0.2943
PM PROMEDIO	42.2173	25.4889	104.2419	38.2497	38.2497

APENDICE

CORRIENTE	A29B2	A29B4	A30	A31	A31B1
DE :	D303	P307	T301	T301	P302
A :	P307	T303	----	P302	E306A
FASE:	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: KG/HR					
H2	17.8723	17.8723	2435.2270	54.7488	54.7488
N2	104.0003	104.0004	5391.7428	183.9137	183.9137
C-1	6.6554	6.6550	289.8337	10.7485	10.7485
C-2	3551.0043	3551.0012	1236.3097	563.5732	563.5732
C1	488.2821	488.2833	2987.7879	294.7479	294.7479
C2	1.0021+04	1.0021+04	4062.8609	1689.2577	1689.2577
C3	6858.6358	6858.6305	1186.8181	797.4276	797.4276
C4	1.7738+04	1.7738+04	1.6489	3.0781+04	3.0781+04
C6	5.4825+04	5.4825+04	383.7888	3.8427+04	3.8427+04
C8	1.2504	1.2504	0.5848	370.5670	370.5670
C7	0.5377	0.5377	1.0798	297.1190	297.1190
C8	0.1677	0.1677	8.2608	362.7685	362.7685
H2O	48.5608	48.5608	4.9335-31	56.4255	56.4255
CA1	0.0	0.0	13.1095	2352.1299	2352.1299
CA2	0.0	0.0	193.8683	5.0926+04	5.0926+04
CA3	0.0	0.0	77.6166	2.6233+04	2.6233+04
CA4	0.0	0.0	38.7194	2.0382+04	2.0382+04
CA5	0.0	0.0	52.8410	4.2182+04	4.2182+04
CA6	0.0	0.0	3.7244	3889.0097	3889.0097
CA7	0.0	0.0	2.0468	2543.3349	2543.3349
CA8	0.0	0.0	2.9782	3890.5029	3890.5029
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	2417.0458	2417.0448	1820.5770	3244.2421	3244.2421
KG/HR	9.3861+04	9.3861+04	1.6328+04	2.2823+05	2.2823+05
L/MIN	3306.9407	3305.8488	3.6698+04	5985.1424	5952.8767
VARIABLES:					
TEMP K	302.0386	302.1040	290.8187	313.3419	313.8233
PRES ATM	27.8000	26.0000	18.8000	18.9000	27.2000
VFRAC	0.0	0.0	1.0000	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	0.0	1.0000	1.0000
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-8147.4369	-8148.3911	-2980.3486	-2.4789+04	-2.4741+04
CAL/GM	-210.2582	-210.2292	-298.0398	-355.1878	-354.8013
CAL/SEC	-5.4702+06	-5.4695+06	-1.5072+06	-2.2321+07	-2.2298+07
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-48.2485	-48.2477	-7.9332	-102.7749	-102.7574
CAL/GM-K	-1.2451	-1.2451	-0.7880	-1.4738	-1.4738
DENSIDAD:					
MOL/CC	1.2182-02	1.2188-02	7.6409-04	9.0844-03	9.0831-03
GM/CC	0.4720	0.4722	7.8937-03	0.6320	0.8333
PM PROMEDIO	38.7500	38.7500	10.0673	69.7320	69.7320

APENDICE

CORRIENTE	A31C1	A31C2	A31C3	A31C4	A31C5
DE :	T302	E306B	P306	E304	DIV1
A :	E306B	P306	E304	DIV1	----
FASE:	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: KG/HR					
H2	6.2657-12	6.2657-12	6.2657-12	6.2657-12	3.1310-12
N2	2.2246-11	2.2246-11	2.2246-11	2.2246-11	1.1117-11
C-1	1.8600-12	1.8600-12	1.8600-12	1.8600-12	9.2947-13
C-2	4.7806-06	4.7806-06	4.7806-06	4.7806-06	2.3889-06
C1	1.1959-08	1.1959-08	1.1959-08	1.1959-08	5.9756-09
C2	3.2782-05	3.2782-05	3.2782-05	3.2782-05	1.6382-05
C3	1.0708-04	1.0708-04	1.0708-04	1.0708-04	5.3508-05
C4	1.7175	1.7175	1.7175	1.7175	0.8582
C6	0.9308	0.9308	0.9308	0.9308	0.4851
C6	5.4985	5.4985	5.4985	5.4985	2.7466
C7	12.2289	12.2289	12.2289	12.2289	8.1109
C8	114.5643	114.5643	114.5643	114.5643	57.2488
H2O	8.1051-18	8.1051-18	8.1051-18	8.1051-18	4.0502-18
CA1	2352.1301	2352.1301	2352.1301	2352.1301	1175.3821
CA2	5.0926+04	5.0926+04	5.0926+04	5.0926+04	2.5448+04
CA3	2.6233+04	2.6233+04	2.6233+04	2.6233+04	1.3109+04
CA4	2.0382+04	2.0382+04	2.0382+04	2.0382+04	1.0185+04
CA5	4.2162+04	4.2162+04	4.2162+04	4.2162+04	2.1069+04
CA6	3889.0101	3889.0101	3889.0101	3889.0101	1943.3758
CA7	2543.3352	2543.3352	2543.3352	2543.3352	1270.9291
CA8	3890.5033	3890.5033	3890.5033	3890.5033	1944.1220
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	1483.4908	1483.4908	1483.4908	1483.4908	731.3205
KG/HR	1.5251+05	1.5251+05	1.5251+05	1.5251+05	7.6212+04
LMIN	7113.0046	3701.6702	3699.4484	3626.7043	1813.2985
VARIABLES:					
TEMP K	541.0810	333.1500	333.3203	314.1500	314.1500
PRES ATM	21.8000	20.8000	24.4000	24.0000	24.0000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-2.5136+04	-3.9711+04	-3.9692+04	-4.0702+04	-4.0702+04
CAL/GM	-241.2003	-381.0560	-380.8818	-390.5686	-390.5686
CAL/SEC	-1.0218+07	-1.8143+07	-1.8136+07	-1.8548+07	-8.2684+06
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-123.2649	-156.4645	-156.4519	-159.5658	-159.5658
CAL/GM-K	-1.1828	-1.5014	-1.5012	-1.5311	-1.5311
DENSIDAD:					
MOL/CC	3.4291-03	6.5893-03	6.5933-03	6.7218-03	6.7218-03
GM/CC	0.3573	0.6866	0.6871	0.7004	0.7004
PM PROMEDIO	104.2117	104.2117	104.2117	104.2117	104.2117

APENDICE

CORRIENTE	A31C6	A31C7	A31C8	A32	A32B1
DE :	DIV1	----	MIX1	E306A	T302
A :	MIX1	MIX1	E305	T302	E307
FASE:	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR
COMPONENTES: KG/HR					
H2	3.1347-12	0.0	3.1347-12	54.7486	73.5197
N2	1.1130-11	0.0	1.1130-11	183.9137	266.4095
C-1	9.3055-13	0.0	9.3055-13	10.7485	15.8131
C-2	2.3917-06	0.0	2.3917-06	563.5732	1293.7858
C1	5.9828-09	0.0	5.9828-09	294.7479	523.4157
C2	1.6401-05	0.0	1.6401-05	1699.2577	3727.1333
C3	5.3570-05	0.0	5.3570-05	797.4276	1878.2910
C4	0.8592	0.0	0.8592	3.0761+04	8.1879+04
C5	0.4656	0.0	0.4656	3.8427+04	1.0082+05
C6	2.7498	0.0	2.7498	370.5670	1018.5251
C7	8.1180	0.0	8.1180	297.1190	798.9672
C8	57.3154	0.0	57.3154	362.7685	699.2473
H2O	4.0549-18	0.0	4.0549-18	56.4255	125.4475
CA1	1176.7480	1188.4914	2365.2394	2352.1299	1.7944-10
CA2	2.5478+04	2.5642+04	5.1120+04	5.0926+04	1.8671-10
CA3	1.3124+04	1.3187+04	2.8311+04	2.6233+04	4.7810-11
CA4	1.0197+04	1.0222+04	2.0418+04	2.0382+04	7.0251-14
CA5	2.1093+04	2.1121+04	4.2215+04	4.2162+04	7.4863-15
CA6	1945.6343	1947.0998	3892.7342	3899.0097	3.5378-16
CA7	1272.4061	1272.9755	2545.3818	2543.3349	5.9025-17
CA8	1946.3813	1947.0998	3893.4812	3899.5029	6.7926-17
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	732.1703	733.9195	1486.0898	3244.2421	4602.0000
KG/HR	7.6301+04	7.6527+04	1.5283+05	2.2623+05	1.9269+05
L/MIN	1815.4058	1793.9099	3608.9168	3.4055+04	6.6374+04
VARIABLES:					
TEMP K	314.1500	298.1500	308.2153	423.1500	326.8014
PRES ATM	24.0000	24.0000	24.0000	22.9000	21.5000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.4375	1.0000
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	0.5624	0.0
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-4.0702+04	-4.1522+04	-4.1112+04	-1.8959+04	-8498.3324
CAL/GM	-390.5686	-398.2046	-394.3925	-271.8854	-202.7594
CAL/SEC	-8.2780+06	-8.4649+06	-1.6743+07	-1.7086+07	-1.0864+07
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-159.5658	-162.3067	-180.9198	-87.1667	-49.1858
CAL/GM-K	-1.5311	-1.5585	-1.5437	-1.2500	-1.1735
DENSIDAD:					
MOL/CC	8.7218-03	8.8188-03	6.7707-03	1.5878-03	1.1558-03
GM/CC	0.7004	0.7109	0.7057	0.1107	4.8434-02
PM PROMEDIO	104.2117	104.2720	104.2419	69.7320	41.9133

APENDICE

CORRIENTE	A32B2	A32B3	A32B4	A32B6	A33
DE :	E307	D302	DIV3	P303	D302
A :	D302	DIV3	P303	T302	VALV1
FABE:	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR
COMPONENTES: KG/HR					
H2	73.5197	28.3916	18.7729	18.7730	45.1280
N2	266.4095	124.7831	82.4952	82.4957	141.8484
C-1	15.8131	7.8594	5.0645	5.0645	8.1538
C-2	1263.7856	1058.9776	700.2122	700.2123	204.8079
C1	523.4157	345.8271	228.8661	228.8677	177.5886
C2	3727.1333	3112.2550	2057.8707	2057.8755	814.8782
C3	1878.2910	1834.6592	1080.8617	1080.8634	243.8317
C4	8.1679+04	7.7008+04	5.0919+04	5.0919+04	4870.3699
C5	1.0082+05	9.4363+04	6.2394+04	6.2394+04	8457.2512
C6	1018.5251	985.2390	851.4551	851.4550	31.2861
C7	766.9672	774.4501	512.0783	512.0782	22.5171
C8	899.2473	882.1597	451.0544	451.0528	17.0875
H2O	125.4475	104.3824	69.0258	69.0220	21.0551
CA1	1.7944-10	0.0	0.0	0.0	0.0
CA2	1.8671-10	0.0	0.0	0.0	0.0
CA3	4.7610-11	0.0	0.0	0.0	0.0
CA4	7.0251-14	0.0	0.0	0.0	0.0
CAB	7.4883-15	0.0	0.0	0.0	0.0
CA6	3.5378-16	0.0	0.0	0.0	0.0
CA7	5.9025-17	0.0	0.0	0.0	0.0
CA8	6.7928-17	0.0	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	4602.0000	4266.7627	2621.2489	2621.2488	335.2372
KG/HR	1.9289+05	1.8023+05	1.1917+05	1.1917+05	1.2655+04
L/MN	1.1539+04	8365.2004	4208.7681	4207.2329	5153.6381
VARIABLES:					
TEMP K	315.7645	315.4985	315.4985	315.5598	315.4985
PRES ATM	21.1000	21.1000	21.1000	21.5000	21.1000
VFRAC	7.2848-02	0.0	0.0	0.0	1.0000
LFRAC	0.9271	1.0000	1.0000	1.0000	0.0
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-1.1335+04	-1.1630+04	-1.1630+04	-1.1629+04	-7685.3988
CAL/GM	-270.4459	-275.3370	-275.3370	-275.3105	-203.5835
CAL/SEC	-1.4490+07	-1.3784+07	-9.1145+06	-9.1138+06	-7.1588+05
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-57.9421	-59.2234	-59.2234	-59.2228	-41.9770
CAL/GM-K	-1.3824	-1.4020	-1.4020	-1.4020	-1.1119
DENSIDAD:					
MOL/CC	6.6470-03	1.1172-02	1.1172-02	1.1178-02	1.0841-03
GM/CC	0.2786	0.4719	0.4719	0.4720	4.0927-02
PM PROMEDIO	41.9133	42.2404	42.2404	42.2404	37.7505

APENDICE

CORRIENTE	A34	A34B1	A35	A36	A36B1
DE :	DIV3	P304	MIX2	D303	D303
A :	P304	MIX2	T303	VALV2	---
FASE:	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO
COMPONENTES: KG/HR					
H2	9.6186	9.6186	25.5329	25.5329	0.0
N2	42.2678	42.2678	102.2276	102.2276	0.0
C-1	2.5948	2.5948	6.1200	6.1198	0.0
C-2	358.7854	358.7854	583.3398	583.3368	0.0
C1	117.1809	117.1809	214.8308	214.8321	0.0
C2	1054.3843	1054.3843	1855.4582	1855.4481	0.0
C3	553.7974	553.7974	850.8158	850.5578	0.0
C4	2.6089+04	2.6089+04	4.1229+04	878.1401	0.0
C5	3.1989+04	3.1989+04	4.8375+04	3057.6212	0.0
C6	333.7838	333.7838	752.0612	3.1992-02	0.0
C7	262.3718	262.3718	640.5795	1.2500-02	0.0
C8	231.1052	231.1052	722.1032	3.3541-03	0.0
H2O	35.3885	35.3885	43.5155	5.8341	37.6814
CA1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	1445.5138	1445.5138	2253.7378	222.8604	2.0916
KG/HR	6.1059+04	6.1059+04	9.5180+04	7357.4981	37.6814
L/MIN	2156.4323	2140.8022	3175.2555	2452.9421	0.6297
VARIABLES:					
TEMP K	315.4985	318.8887	307.3976	302.0386	302.0386
PRES ATM	21.1000	29.7000	29.7000	27.8000	27.8000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	1.0000	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	0.0	1.0000
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-1.1830+04	-1.1805+04	-1.2240+04	-6899.3238	-6.8231+04
CAL/GM	-275.3370	-274.7265	-289.8354	-208.9822	-3787.4440
CAL/SEC	-4.8700+08	-4.6598+08	-7.8629+08	-4.2711+05	-3.9843+04
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-59.2234	-59.2008	-80.3549	-30.5488	-38.7425
CAL/GM-K	-1.4020	-1.4015	-1.4281	-0.9252	-2.1505
DENSIDAD:					
MOL/CC	1.1172-02	1.1254-02	1.1830-02	1.5142-03	5.5358-02
GM/CC	0.4719	0.4753	0.4995	4.9991-02	0.9972
PM PROMEDIO	42.2404	42.2404	42.2321	33.0139	18.0150

APENDICE

CORRIENTE	A36B2	A36B3	A36B4	A36BB4	A37
DE :	VALV1	VALV2	----	MIX3	DIV
A :	MIX3	MIX3	MIX4	----	----
FASE:	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO
COMPONENTES: KG/HR					
H2	45.1260	25.5329	54.4320	70.6610	3.7130-29
N2	141.6464	102.2278	207.0973	243.6741	2.1316-25
C-1	8.1536	8.1196	14.0050	14.2733	6.9783-26
C-2	204.8079	563.3366	545.1254	766.1446	8.2966-05
C1	177.5666	214.8321	398.0669	392.2207	6.8396-18
C2	614.6782	1655.4461	3241.2385	2270.3244	3.4414-04
C3	243.6317	650.5576	666.0180	1094.1694	0.2529
C4	4670.3699	876.1401	5125.2708	5546.5101	4.0353+04
C5	6457.2512	3057.6212	6135.6566	9514.6724	4.5316+04
C6	31.2661	3.1992-02	17.0361	31.3181	752.0273
C7	22.6171	1.2500-02	13.0226	22.5266	640.5640
C8	17.0675	3.3541-03	7.0155	17.0909	722.0941
H2O	21.0551	5.6341	15.0119	26.6692	6.4106-11
CA1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CA8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	335.2372	222.6604	527.4672	558.0976	2026.8074
KG/HR	1.2655+04	7357.4961	1.8639+04	2.0013+04	8.7766+04
L/MIN	5721.8364	3666.2410	9197.6313	9442.2405	3863.2664
VARIABLES:					
TEMP K	312.7918	290.3756	308.1500	304.6448	346.9184
PRES ATM	19.3000	19.3000	19.3000	19.3000	29.9000
VFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0
LFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	1.0000
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-7685.3910	-6899.3359	-5467.3990	-7371.5049	-1.1171+04
CAL/GM	-203.5634	-208.9626	-154.7225	-205.5684	-258.1753
CAL/SEC	-7.1567+05	-4.2711+05	-8.0108+05	-1.1426+06	-6.2956+06
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-41.6423	-30.0009	-35.5614	-36.9113	-59.0204
CAL/GM-K	-1.1063	-0.9687	-1.0069	-1.0293	-1.3640
DENSIDAD:					
MOL/CC	9.7649-04	1.0126-03	9.5580-04	9.8511-04	8.7074-03
GM/CC	3.6963-02	3.3429-02	3.3775-02	3.5325-02	0.3767
PM PROMEDIO	37.7505	33.0139	35.3367	35.6591	43.2697

APENDICE

CORRIENTE	A37B1	A37B2	A37B3	IN1	IN1A
DE :	T303	DIV	E309	T301	H1
A :	DIV	E309	T303	H1	T301
FASE:	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: KG/HR					
H2	2.5021-28	2.1308-28	2.1303-28	36.7850	36.7850
N2	1.4365-24	1.2233-24	1.2230-24	125.7843	125.7843
C-1	4.7012-25	4.0036-25	4.4645-25	7.3775	7.3775
C-2	5.5909-04	4.7813-04	4.8670-04	429.2386	429.2386
C1	4.6092-15	3.6253-15	3.9249-15	211.1926	211.1926
C2	2.3191-03	1.9749-03	1.9749-03	1253.4115	1253.4121
C3	1.7047	1.4517	1.4517	604.5269	604.5272
C4	2.7193+05	2.3158+05	2.3158+05	1423.8739	1423.8729
C6	3.0539+05	2.6007+05	2.6007+05	1.5282+04	1.5282+04
C6	5007.7827	4315.7554	4315.7535	2.7870	2.7870
C7	4316.8509	3676.0668	3676.0639	6.0176	6.0174
C8	4866.0878	4143.9737	4143.9680	55.1399	55.1366
H2O	4.3200-10	3.6789-10	3.6782-10	9.0382-07	8.0415-06
CA1	0.0	0.0	0.0	2092.6351	2092.6349
CA2	0.0	0.0	0.0	4.5164+04	4.5164+04
CA3	0.0	0.0	0.0	2.3227+04	2.3227+04
CA4	0.0	0.0	0.0	1.8008+04	1.8008+04
CA5	0.0	0.0	0.0	3.7208+04	3.7208+04
CA6	0.0	0.0	0.0	3429.7898	3429.7894
CA7	0.0	0.0	0.0	2242.3105	2242.3103
CA8	0.0	0.0	0.0	3429.7576	3429.7573
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	1.3672+04	1.1643+04	1.1643+04	1800.0000	1800.0000
KG/HR	5.9157+05	5.0379+05	5.0379+05	1.5424+05	1.5424+05
L/HR	2.8169+04	2.2288+04	2.2288+04	3822.6666	3726.8797
VARIABLES:					
TEMP K	346.9184	346.9184	347.1591	312.6194	292.1500
PRES ATM	29.9000	29.9000	29.9000	18.7650	18.7651
VFRAC	0.0	0.0	0.4153	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	0.5646	1.0000	1.0000
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-1.1171+04	-1.1171+04	-1.0206+04	-3.0223+04	-3.1086+04
CAL/GM	-258.1753	-258.1753	-237.8629	-352.7174	-382.6118
CAL/SEC	-4.2425+07	-3.6129+07	-3.3300+07	-1.5112+07	-1.5544+07
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-59.0204	-59.0204	-56.4891	-126.5236	-129.3842
CAL/GM-K	-1.3640	-1.3640	-1.3057	-1.4765	-1.5099
DENSIDAD:					
MOL/CC	8.7074-03	8.7074-03	3.3734-03	7.8479-03	8.0453-03
GM/CC	0.3767	0.3767	0.1456	0.6724	0.6693
PM PROMEDIO:	43.2697	43.2697	43.2697	85.6685	85.6685

APENDICE

CORRIENTE	IN2	IN2A	W
DE :	T301	H2	D302
A :	H2	T301	---
FASE:	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA
COMPONENTES: KG/HR			
H2	27.8348	27.8348	0.0
N2	92.8700	92.8701	0.0
C-1	5.4208	5.4208	0.0
C-2	291.8848	291.8848	0.0
C1	150.7284	150.7284	0.0
C2	881.4849	881.4845	0.0
C3	411.1355	411.1353	0.0
C4	8559.8444	8559.8508	0.0
C5	1.8830+04	1.8830+04	0.0
C6	2.8145	2.8148	0.0
C7	4.6057	4.6058	0.0
C8	39.3012	39.3009	0.0
H2O	1.3891-03	1.3891-03	0.0
CA1	1415.5883	1415.5885	0.0
CA2	3.0521+04	3.0521+04	0.0
CA3	1.5889+04	1.5889+04	0.0
CA4	1.2151+04	1.2151+04	0.0
CA5	2.5087+04	2.5087+04	0.0
CA6	2313.0245	2313.0248	0.0
CA7	1511.9975	1511.9978	0.0
CA8	2312.8238	2312.8241	0.0
FLUJO TOTAL:			
KMOL/HR	1500.0000	1500.0000	0.0
KG/HR	1.1829+05	1.1829+05	0.0
L/MIN	2970.8182	2868.1404	0.0
VARIABLES:			
TEMP K	315.0381	290.1500	
PRES ATM	18.8620	18.8617	
VFRAC	0.0	0.0	
LFRAC	1.0000	1.0000	
ENTALPIA:			
CAL/MOL	-2.8881+04	-2.7833+04	
CAL/GM	-343.8649	-358.4388	
CAL/SEC	-1.1109+07	-1.1514+07	
ENTROPIA:			
CAL/MOL-K	-113.4895	-118.8838	
CAL/GM-K	-1.4638	-1.5050	
DENSIDAD:			
MOL/CC	8.4152-03	8.7184-03	
GM/CC	0.8523	0.8757	
PM PROMEDIO	77.5258	77.5258	

APENDICE

E) SECCION DE RECUPERACION DE PROPILENO

CORRIENTE	A3	A38	A38B1	A38B2	A38B3
DE :	DIV5	---	T401	E402	DIV1
A :	---	T401	E402	P402	VALV3
FASE:	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: KG/HR					
C2	0.0	55.1084	1260.4855	1260.4855	1188.3554
C4	4.3368+04	3.9924+04	1606.5838	1606.5838	1514.6486
C8	823.1020	4.8081+04	3.7370+05	3.7370+05	3.5232+05
C6	219.6453	660.4048	5.3270-19	5.3270-19	5.0222-19
C7	75.8235	561.0800	3.2134-22	3.2134-22	3.0295-22
C8	12.7383	705.5033	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	1008.3799	2035.3992	8961.9656	8961.9656	8449.1259
KG/HR	4.4499+04	8.7967+04	3.7657+05	3.7657+05	3.5502+05
LMN	1703.5653	3293.5071	1.3266+05	1.3515+04	1.2665+04
VARIABLES:					
TEMP K	329.1300	326.1500	324.0767	322.1500	323.1022
PRES ATM	19.3000	21.4000	20.8000	20.4000	26.0200
VFRAC	0.0	0.0	1.0000	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	0.0	1.0000	1.0000
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-2.7095+04	-1.1855+04	4828.5342	1778.7229	1793.2704
CAL/GM	-613.9892	-269.6681	110.1537	42.3315	42.6777
CAL/SEC	-7.5895+06	-6.5894+06	1.1522+07	4.4280+06	4.2088+06
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-77.5910	-60.8078	-39.7789	-48.5719	-48.5648
CAL/GM-K	-1.7582	-1.4069	-0.9466	-1.1559	-1.1557
DENSIDAD:					
MOL/CC	9.8654-03	1.0300-02	1.1242-03	1.1052-02	1.1119-02
GM/CC	0.4353	0.4451	4.7239-02	0.4644	0.4672
PM PROMEDIO	44.1295	43.2183	42.0188	42.0188	42.0188

APENDICE

CORRIENTE	A38B4	A38B5	A38B6	A38B7	A38C1
DE :	P402	VALV3	DIV1	E403	T401
A :	DIV1	T401	E403	VALV1	DIV2
FASE:	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: KG/HR					
C2	1260.4855	1188.3478	72.1300	72.1300	3.7864-03
C4	1806.5838	1514.7041	91.9351	91.9351	6.3771+05
C8	3.7370+05	3.5232+05	2.1385+04	2.1385+04	6.1805+05
C6	5.3270-19	4.9331-19	3.0483-20	3.0483-20	1.6323+04
C7	3.2134-22	2.9832-22	1.8368-23	1.8368-23	1.1613+04
C8	0.0	0.0	0.0	0.0	1.3472+04
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	8961.9656	8449.1261	512.8367	512.8397	3.4404+04
KG/HR	3.7857+05	3.5502+05	2.1549+04	2.1549+04	1.4972+06
L/MIN	1.3433+04	1.2775+04	768.7140	713.2817	5.7461+04
VARIABLES:					
TEMP K	323.1022	322.6183	323.1022	311.1500	331.3056
PRES ATM	26.0200	20.8000	26.0200	26.0200	21.5000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
ENTALPIA:					
CAL/MOL	1783.2704	1783.2383	1783.2704	1421.9456	-1.4861+04
CAL/GM	42.6777	42.6789	42.6777	33.8408	-341.9683
CAL/SEC	4.4842+06	4.2087+06	2.5348+05	2.0258+05	-1.4221+06
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-48.5648	-48.5295	-48.5648	-49.7354	-63.9532
CAL/GM-K	-1.1557	-1.1549	-1.1557	-1.1836	-1.4695
DENSIDAD:					
MOL/CC	1.1119-02	1.1023-02	1.1119-02	1.1983-02	9.9788-03
GM/CC	0.4672	0.4631	0.4672	0.5035	0.4342
PM PROMEDIO	42.0188	42.0188	42.0188	42.0188	43.5176

APENDICE

CORRIENTE	A38C2	A38C3	A38C4	A38C5	A39
DE :	DIV2	E401	DIV2	P401	----
A :	E401	T401	P401	VALV2	T401
FASE:	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: KG/HR					
C2	3.5976-03	3.5976-03	1.9881-04	1.9881-04	17.0315
C4	7.9384+05	7.9384+05	4.3889+04	4.3889+04	4036.8775
C8	5.8568+05	5.8568+05	3.2366+04	3.2366+04	7689.7977
C6	1.5469+04	1.5469+04	854.8179	854.8179	194.4131
C7	1.1005+04	1.1005+04	808.1857	808.1857	47.0858
C8	1.2787+04	1.2787+04	705.5034	705.5034	0.0
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	3.2602+04	3.2602+04	1801.6340	1801.6340	279.0745
KG/HR	1.4188+06	1.4188+06	7.8403+04	7.8403+04	1.1985+04
L/MIN	5.4452+04	1.7340+05	3009.1175	2991.6028	401.5432
VARIABLES:					
TEMP K	331.3056	331.5094	331.3056	332.1867	311.1500
PRES ATM	21.5000	21.5000	21.5000	25.8200	21.0000
VFRAC	0.0	0.2893	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	0.7106	1.0000	1.0000	1.0000
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-1.4881+04	-1.4094+04	-1.4881+04	-1.4887+04	-8732.1523
CAL/GM	-341.9563	-323.8575	-341.9563	-341.8365	-203.3274
CAL/SEC	-1.3477+08	-1.2783+08	-7.4473+06	-7.4404+06	-6.7892+05
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-83.9532	-61.5768	-83.9532	-83.9427	-59.0762
CAL/GM-K	-1.4695	-1.4149	-1.4695	-1.4693	-1.3755
DENSIDAD:					
MOL/CC	9.9768-03	3.1337-03	9.9768-03	1.0037-02	1.1583-02
GM/CC	0.4342	0.1363	0.4342	0.4367	0.4974
PM PROMEDIO	43.5176	43.5178	43.5176	43.5178	42.9462

APENDICE

CORRIENTE	A40	A43	A43B1	A43B2	A43B3
DE :	VALV1	VALV2	T402	DIV3	E404
A :	---	T402	DIV3	E404	T402
FASE:	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA
COMPONENTES: KG/HR					
C2	72.1300	1.9881-04	2.7822-25	2.7261-25	2.7223-25
C4	91.9351	4.3889+04	3.3366+06	3.2930+06	3.2929+06
C5	2.1385+04	3.2366+04	8.3137+04	6.2313+04	8.2316+04
C6	3.0483-20	854.6179	6.5423+04	6.4589+04	6.4589+04
C7	1.8388-23	806.1657	4.6548+04	4.5938+04	4.5938+04
C8	0.0	705.5034	5.3996+04	5.3291+04	5.3290+04
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	512.6397	1801.6340	8.0049+04	7.9004+04	7.9001+04
KG/HR	2.1549+04	7.8403+04	3.5857+06	3.5191+06	3.5190+06
L/MIN	717.4588	2948.1694	1.4370+05	1.4183+05	3.9697+05
VARIABLES:					
TEMP K	310.9044	329.1500	337.7571	337.7571	337.9589
PRES ATM	21.1000	22.3000	22.5000	22.5000	22.5000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.2767
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.7233
ENTALPIA:					
CAL/MOL	1421.9435	-1.4985+04	-2.8776+04	-2.8778+04	-2.6054+04
CAL/GM	33.8405	-343.6774	-601.1895	-601.1895	-584.9144
CAL/SEC	2.0258+05	-7.4892+06	-5.9544+06	-5.8766+06	-5.7175+06
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-49.7034	-64.2122	-76.9211	-76.9211	-74.7781
CAL/GM-K	-1.1826	-1.4755	-1.7268	-1.7268	-1.6767
DENSIDAD:					
MOL/CC	1.1913-02	1.0165-02	9.2840-03	9.2840-03	3.3168-03
GM/CC	0.5005	0.4432	0.4135	0.4135	0.1477
PM PROMEDIO	42.0188	43.5176	44.5437	44.5437	44.5437

APENDICE

CORRIENTE	A43B4	A43B5	A43B6	A43B7	A43B8
DE :	T402B	E405	P405	DIV4	DIV4
A :	E405	P405	DIV4	VALV4	E408
FASE:	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: KG/HR					
C2	5.3674-03	5.3674-03	5.3674-03	5.1686-03	1.9880-04
C4	2741.7100	2741.7100	2741.7100	2640.1812	101.5487
C6	8.5178+05	8.5178+05	8.5178+05	8.2021+05	3.1548+04
C8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	2.0303+04	2.0303+04	2.0303+04	1.9551+04	751.9990
KG/HR	8.5450+05	8.5450+05	8.5450+05	8.2285+05	3.1649+04
L/MIN	3.0093+05	3.0874+04	3.0899+04	2.9562+04	1137.0553
VARIABLES:					
TEMP K	324.3046	323.3980	324.2709	324.2709	324.2709
PRES ATM	20.8000	20.4000	25.4900	25.4900	25.4900
VFRAC	1.0000	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	0.0	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
ENTALPIA:					
CAL/MOL	4822.7800	1803.0800	1816.0812	1816.0812	1816.0812
CAL/GM	109.8382	42.8415	43.1504	43.1504	43.1504
CAL/SEC	2.6071+07	1.0169+07	1.0242+07	9.8829+06	3.7936+05
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-39.8162	-48.6082	-48.6025	-48.6025	-48.6025
CAL/GM-K	-0.9484	-1.1549	-1.1548	-1.1548	-1.1548
DENSIDAD:					
MOL/CC	1.1245-03	1.0960-02	1.1023-02	1.1023-02	1.1023-02
GM/CC	4.7325-02	0.4612	0.4639	0.4639	0.4639
PM PROMEDIO	42.0871	42.0871	42.0871	42.0871	42.0871

APENDICE

CORRIENTE	A43B9	A44	A48	A48B1	A48B2
DE :	VALV4	E408	DIV3	T403	E408
A :	T402B	----	T403	E408	DIV5
FASE:	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO
COMPONENTES: KG/HR					
C2	5.1686-03	1.9880-04	3.8058-27	0.0	0.0
C4	2640.3607	101.5487	4.3557+04	9.0812+04	9.0812+04
C6	8.2021+05	3.1548+04	824.2155	1723.5594	1723.5594
C8	0.0	0.0	854.0626	459.9330	459.9330
C7	0.0	0.0	607.6283	158.3541	158.3541
C8	0.0	0.0	704.8801	26.6696	26.6696
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	1.9551+04	751.9980	1044.9854	2111.5275	2111.5275
KG/HR	8.2285+05	3.1649+04	4.8548+04	9.3181+04	9.3181+04
L/MN	2.9799+04	1052.9337	1875.9525	3.3338+04	3567.2320
VARIABLES:					
TEMP K	323.6178	311.1500	337.7571	330.2731	329.1300
PRES ATM	20.8000	21.1000	22.5000	19.7000	19.3000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	1.0000	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	0.0	1.0000
ENTALPIA:					
CAL/MOL	1818.0683	1412.0635	-2.8778+04	-2.4258+04	-2.7085+04
CAL/GM	43.1501	33.5514	-801.1695	-549.7081	-613.9882
CAL/SEC	9.8628+06	2.9497+05	-7.7730+06	-1.4228+07	-1.5882+07
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-48.5708	-49.8449	-78.9211	-69.0026	-77.5810
CAL/GM-K	-1.1540	-1.1843	-1.7266	-1.5836	-1.7582
DENSIDAD:					
MOL/CC	1.0935-02	1.1903-02	9.2840-03	1.0556-03	9.8654-03
GM/CC	0.4862	0.5009	0.4135	4.8583-02	0.4353
PM PROMEDIO	42.0871	42.0871	44.5437	44.1285	44.1285

APENDICE

CORRIENTE	A46B3	A46B5	A46B6	A46B7	A46B8
DE :	DIV5	P406	T403	DIV6	DIV6
A :	P406	T403	DIV6	E409	E407
FASE:	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
COMPONENTES: KG/HR					
C2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C4	4.7444+04	4.7444+04	3.8284+04	188.2418	3.8095+04
C6	900.4573	900.4566	211.5493	1.0975	210.4518
C8	240.2876	240.2929	1.2230+05	634.4807	1.2168+05
C7	82.7309	82.7334	1.0254+05	531.9726	1.0201+05
C8	13.9332	13.9319	1.3347+05	692.4541	1.3278+05
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	1103.1478	1103.1481	7055.7139	38.8055	7019.1084
KG/HR	4.8981+04	4.8981+04	3.9480+05	2048.2468	3.9275+05
L/HR	1863.8886	1862.7131	1.5149+04	78.5952	1.5071+04
VARIABLES:					
TEMP K	329.1300	329.2082	372.8195	372.8195	372.8195
PRES ATM	19.3000	19.7000	20.0000	20.0000	20.0000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-2.7095+04	-2.7094+04	-2.5316+04	-2.5316+04	-2.5316+04
CAL/OM	-613.9682	-613.9680	-482.4431	-482.4431	-482.4431
CAL/SEC	-8.3027+06	-8.3023+06	-4.8818+07	-2.5742+05	-4.9380+07
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-77.5910	-77.5998	-86.1400	-86.1400	-86.1400
CAL/OM-K	-1.7582	-1.7582	-1.5394	-1.5394	-1.5394
DENSIDAD:					
MOL/CC	9.8654-03	9.8704-03	7.7824-03	7.7824-03	7.7824-03
GM/CC	0.4353	0.4355	0.4343	0.4343	0.4343
PM PROMEDIO	44.1295	44.1295	55.9546	55.9546	55.9546

APENDICE

CORRIENTE	A46B9	A47	A47B1	A49	DMA43
DE :	E407	E409	VALV5	T402B	T402
A :	T403	VALV5	----	T402	T402B
FASE:	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	LIQUIDO	VAPOR
COMPONENTES: KG/HR					
C2	0.0	0.0	0.0	1.2097-04	3.1978-04
C4	3.6095+04	188.2418	188.2418	5.9930+05	5.9945+05
C6	210.4365	1.0975	1.0975	3.0339+05	3.3491+05
C8	1.2166+05	634.4807	634.4807	0.0	3.5106-14
C7	1.0201+05	531.9726	531.9726	0.0	2.7556-16
C8	1.3278+05	692.4541	692.4541	0.0	5.1591-20
FLUJO TOTAL:					
KMOL/HR	7019.1079	36.6055	36.6055	2.0600+04	2.1553+04
KG/HR	3.9275+05	2048.2468	2048.2468	9.0269+05	9.3436+05
L/MIN	4.2338+04	140.0765	242.8158	3.5435+04	2.9252+05
VARIABLES:					
TEMP K	373.9000	311.1500	306.9270	333.0041	333.0113
PRES ATM	20.0000	5.1800	4.8000	22.3000	22.3000
VFRAC	0.2566	3.0938-02	8.2898-02	0.0	1.0000
LFRAC	0.7403	0.9860	0.9371	1.0000	0.0
ENTALPIA:					
CAL/MOL	-2.4501+04	-2.7583+04	-2.7583+04	-1.7212+04	-1.3905+04
CAL/GM	-437.8735	-492.9485	-492.9485	-398.6135	-320.7519
CAL/SEC	-4.7771+07	-2.8047+05	-2.8047+05	-9.9449+07	-8.3250+07
ENTROPIA:					
CAL/MOL-K	-83.9567	-92.5995	-92.5854	-66.1228	-57.4967
CAL/GM-K	-1.5004	-1.6549	-1.6546	-1.5236	-1.3263
DENSIDAD:					
MOL/CC	2.7631-03	4.3554-03	2.5126-03	9.7831-03	1.2260-03
GM/CC	0.1546	0.2437	0.1405	0.4245	5.3238-02
PM PROMEDIO	55.9546	55.9546	55.9546	43.3982	43.3525