

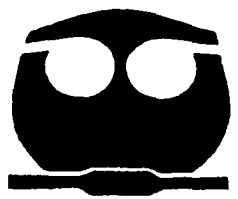


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

OPTIMIZACION DE LA ESTRUCTURA Y OPERACION DE LA SEPARACION PROPANO-PROPILENO Y ETANO-ETILENO.

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERA QUIMICA
PRESENTA:
ISELA JAZMIN MARTINEZ MEDINA





Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

## JURADO

Presidente	Prof.	Manuel Vázquez Islas
Vocal	Prof.	Celestino Montiel Maldonado
Secretario	Prof.	Pedro Roquero Tejeda
1er. suplente	Profra.	María Rafaela Gutiérrez Lara
2do. suplente	Prof.	Martín Rivera Toledo

### Lugar donde se desarrollo este trabajo:

Departamento de Ingeniería Química de la Facultad de Química, UNAM,  
Laboratorio de Simulación y Optimización, Edificio E.

### Asesor del tema:

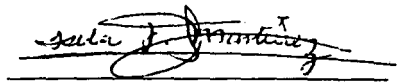
Ing. Celestino Montiel Maldonado



Firma

### Sustentante:

Isela Jazmín Martínez Medina



Firma

## **AGRADECIMIENTOS.**

A la Universidad Nacional Autónoma de México por ser mi máxima casa de estudios y cuyo nombre pondré siempre muy en alto.

A la Facultad de Química por recibirme y por impulsarme en todo el transcurso de mi carrera.

A mi asesor el profesor Celestino Montiel Maldonado por permitirme trabajar con él y por enseñarme que el trabajo bien hecho tiene grandes recompensas.

A la Asociación de Ingenieros Químicos y Químicos por proporcionarme su apoyo en el transcurso de la carrera.

Al Programa Probetel por apoyarme en la culminación de mis estudios de manera satisfactoria.

## **DEDICATORIAS.**

### **A Dios...**

por imaginarme y proporcionarme una vida maravillosa.

### **A mis padres...**

por darme la vida, por preocuparse por mí en todo momento y por ser los mejores padres del mundo.

### **A mi mamá...**

por estar siempre conmigo, por quererme, por guiarme en todo momento y lo más importante, creer en mí.

### **A mis hermanos...**

Paola, Carla y Josué por permitirme conocerlos, convivir con ellos, por ser mis amigos, por quererme y por hacer todos los días más agradables.

### **A mi Familia...**

por apoyarme cuando lo he necesitado y por compartir mis alegrías, mis enojos y mis triunfos.

### **A Miguel...**

por entenderme, por aceptarme como soy, porque puedo contar contigo para lo que sea y en todo momento, por aparecer en mi vida y por permanecer en mi corazón.

### **A mis compañeros de carrera...**

en especial a Elisa por compartir conmigo la maravillosa experiencia de pertenecer a nuestra Universidad, por hacerme los ratos libres más agradables, por ayudarme cuando no entendía, por hacer el trabajo en equipo algo verdadero y por brindarme su amistad.

<b>INDICE</b>	<b>PÁG.</b>
<b>INTRODUCCIÓN</b>	3
<b>CAPÍTULO 1. GENERALIDADES.</b>	5
A.- Síntesis, análisis y optimización de procesos.	5
B.- Simulación de procesos químicos.	8
<b>CAPÍTULO 2. PROPILENO Y ETILENO.</b>	12
A.- Importancia industrial.	
> Propileno.	12
> Etileno.	14
B.- La industria nacional.	
> El propileno en México.	17
> El etileno en México.	18
C.- La industria internacional.	
> El propileno en el mundo.	20
> El etileno en el mundo.	21
<b>CAPÍTULO 3. ESTRUCTURA Y OPERACIÓN.</b>	22
A.- Separación Propano-Propileno.	22
B.- Separación Etano-Etileno.	24
<b>CAPÍTULO 4. SIMULACION DE LAS SEPARACIONES PROPANO-PROPILENO Y ETANO-ETILENO.</b>	26
A.- Pasos a seguir en una simulación.	26
B.- Resultados de la simulación.	29
<b>CAPÍTULO 5. PROPUESTA DE MEJORAMIENTO DEL PROCESO Y SU SIMULACION.</b>	39
A.- Destilación.	39
B.- Columnas de destilación con bombas de calor.	40
C.- Consideraciones generales de la simulación.	53
D.- Resultados de la simulación.	55
<b>CAPÍTULO 6. ANALISIS DE LA PROPUESTA.</b>	89
A.- Análisis termodinámico de procesos.	89

B.- Trabajo perdido.	89
C.- Fundamentos termodinámicos.	91
D.- Metodología utilizada.	92
E.- Resultados.	94
F. Aspectos Económicos.	101
<b>CAPÍTULO 7. ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES.</b>	<b>103</b>
<b>BIBLIOGRAFIA.</b>	<b>106</b>
<b>APÉNDICE A.</b>	<b>108</b>
<b>APÉNDICE B.</b>	<b>111</b>
<b>APÉNDICE C.</b>	<b>113</b>

---

## INTRODUCCIÓN

---

Hoy en día, la Industria Petroquímica Nacional se enfrenta a un mercado mundial sujeto a un cambio constante y altamente competitivo, sin los recursos necesarios para realizar inversiones fuertes que permitan modernizar o renovar en gran medida la infraestructura Petroquímica Nacional. Por ésta razón, resulta necesaria la modificación de los procesos existentes, por medio de cambios de operación o inversiones pequeñas, con el objeto de hacer a nuestra industria más competitiva a nivel internacional y generar los recursos necesarios para llevar a cabo una renovación y modernización de las plantas petroquímicas en nuestro país.

En los años 50 la Industria Petroquímica Mexicana era prácticamente inexistente, sin embargo, ya desde esa época se vislumbraba la importancia estratégica que jugaría en la economía y desarrollo de nuestro país. En un principio esta rama se orientó para satisfacer la demanda del mercado interno, el cual era muy reducido, por lo que para 1960 se elaboraban cinco productos petroquímicos, añadiéndose rápidamente un vigoroso movimiento de expansión hasta el año de 1964, en donde se logró obtener una producción siete veces mayor a la de 1960 y contar con una mayor oferta de productos petroquímicos. Después de éste primer impulso, la política petroquímica estuvo orientada hacia el logro de la sustitución de importaciones mediante un mejor aprovechamiento de los hidrocarburos como materia prima. Finalmente, en las últimas dos décadas se obtuvo un aumento considerable en volumen y en productos, a fin de lograr la autosuficiencia en el sector de la petroquímica secundaria, con crecimientos anuales de 15.2% con relación a un promedio de crecimiento de la economía en general del 6.8% y de esta manera en la actualidad se produzcan 42 productos petroquímicos básicos en 19 centros petroquímicos, que cuentan con un total de 106 plantas.

Al analizar los datos anteriores podemos percatarnos que el desarrollo de la Industria Petroquímica Nacional se ha enfocado principalmente a la autosuficiencia, sin poner gran atención en la competitividad de este sector con respecto a otros países generadores de productos petroquímicos. Sin embargo, en la actualidad, debido a la apertura de los mercados internacionales, no solamente es suficiente una alta productividad para satisfacer la demanda interna, sino que es indispensable lograr una alta eficiencia de nuestros procesos, la cual permitirá cubrir la demanda nacional y exportar los excedentes generados.

Es aquí donde la Ingeniería Química debe desarrollar metodologías basadas en el análisis de los procesos, que fomenten el uso racional y eficiente de los recursos con que se cuenta para la productividad y rentabilidad de las industrias de proceso. Dentro de ésta área de análisis de procesos podemos encontrar varios caminos para la mejora de los mismos. Uno de estos caminos es representar, con la ayuda de un simulador de procesos, las condiciones reales del proceso, de tal forma que pueda



realizarse un análisis tanto de la estructura como de la operación para que se puedan proponer alternativas de mejoría sin alterar el fin al que está encaminado. Esto es, utilizar las herramientas que nos proporciona un simulador para optimizar un proceso en todos los sentidos que se pueda, y así dar soluciones más prácticas a problemáticas existentes hoy en día.

El presente trabajo tiene como objetivo proponer diferentes alternativas de ahorro de energía y disminución de los costos en los servicios que ocupa aplicado a procesos existentes, como lo son la Sección de la Fraccionadora de propano-propileno en la Planta Catalítica de Tula y la Sección de la Fraccionadora de etano-etileno en la Planta del Complejo Petroquímico de Pajaritos en Veracruz. Estas dos separaciones son el fin principal de las dos plantas ya que los dos productos principales que se obtienen son muy importantes en la industria ya que con ellos se obtienen muchos productos muy importantes para la vida diaria y para la industria. El estudio que se realiza es de carácter teórico ya que para confirmar su validez tendría que ponerse en práctica en el campo de trabajo y considerar si es viable o no, ya que desde el punto de vista teórico es totalmente recomendable.

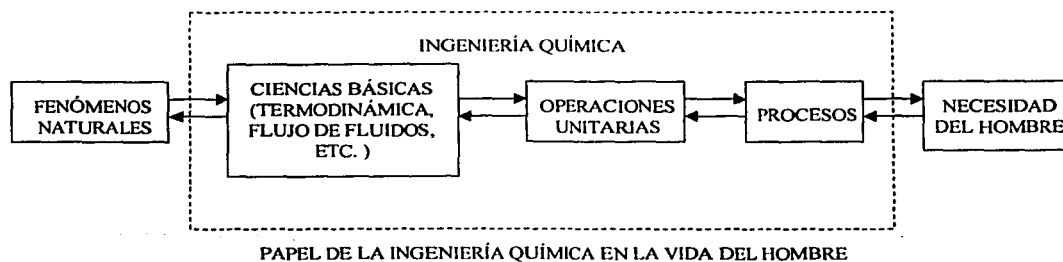
Para tales fines, se aplicó el uso de programas de simulación como lo es el Simulador ASPEN Plus, el cual nos permite realizar, a partir de las simulaciones un análisis más a fondo de cada una de las propuestas, y para realizar un análisis termodinámico del trabajo perdido; el cual está basado en la Segunda Ley de la Termodinámica.

Así mismo, se presenta un análisis económico de los costos involucrados en cada una de las modificaciones, ya que se tiene que tomar en cuenta los servicios involucrados en los procesos y cómo afectan la separación misma.

En los capítulos siguientes se hace un estudio muy detallado del propósito de ésta tesis, desde los fundamentos teóricos indispensables para comprender el proceso y utilizar correctamente las herramientas disponibles como lo es el simulador de procesos, así como el análisis de las diferentes propuestas presentando en cada una de ellas los resultados obtenidos.

**A. SINTESIS, ANALISIS Y OPTIMIZACION DE PROCESOS.**

La transformación de una materia prima en producto se da gracias a los diferentes fenómenos naturales que permiten los cambios físicos y químicos de las sustancias. Estos fenómenos fundamentales están comprendidos en las diferentes ciencias de la ingeniería química como lo son la termodinámica, los fenómenos de transporte, la dinámica de fluidos etc. La adecuada comprensión de los fenómenos fundamentales ha permitido la elaboración de las diferentes operaciones unitarias existentes. Los procesos químicos, a su vez, están compuestos por un número relativamente pequeño de operaciones unitarias, si se compara con la cantidad de combinaciones (o procesos) posibles. Siguiendo con esta cadena, los procesos están diseñados para cubrir un sistema aún mayor que es el de las necesidades del hombre (sociales, económicas, ecológicas etc.).

**Figura 1.1**

Como se puede apreciar, el fin último, que consiste en satisfacer las necesidades del hombre, está relacionado con lo más elemental que son los fenómenos naturales. La conexión entre estos dos polos ha sido posible, en gran parte, gracias a la ingeniería química. La elaboración de los diferentes procesos se ha tenido que ajustar, por un lado, a las leyes fundamentales que los gobiernan y por otro, a las limitaciones y requerimientos que el hombre ha impuesto. Para satisfacer lo anterior, ya no sólo se requiere hacer un proceso, sino que cada día es más necesario analizarlo para su optimización. Estas tres partes (la síntesis, el análisis y la optimización) son las que conforman lo que hoy se conoce como diseño de procesos, que es una de las etapas fundamentales dentro de un proyecto para la realización de una planta química. A continuación se definen los tres subsistemas que conforman al diseño de procesos.

**SINTESIS:** Para abordar esta primera parte, se puede decir que todo proceso nace de una necesidad social y/o una oportunidad económica, a partir de las cuáles surgen las diferentes ideas en cuanto a las materias primas, rutas químicas etc. En esta etapa se decide la estructura del proceso, es decir, la secuencia de operaciones unitarias y las diferentes interconexiones entre ellas; y se proponen los flujos de materia y energía necesarios para obtener los productos deseados.

**ANALISIS:** Cuando se ha elegido la ruta química y se ha generado el esquema del proceso (arreglo de las operaciones unitarias involucradas), es necesario comprobar si las propuestas son factibles técnica y económicamente. Para ello se realizan una serie de pasos que conforman el análisis del proceso.

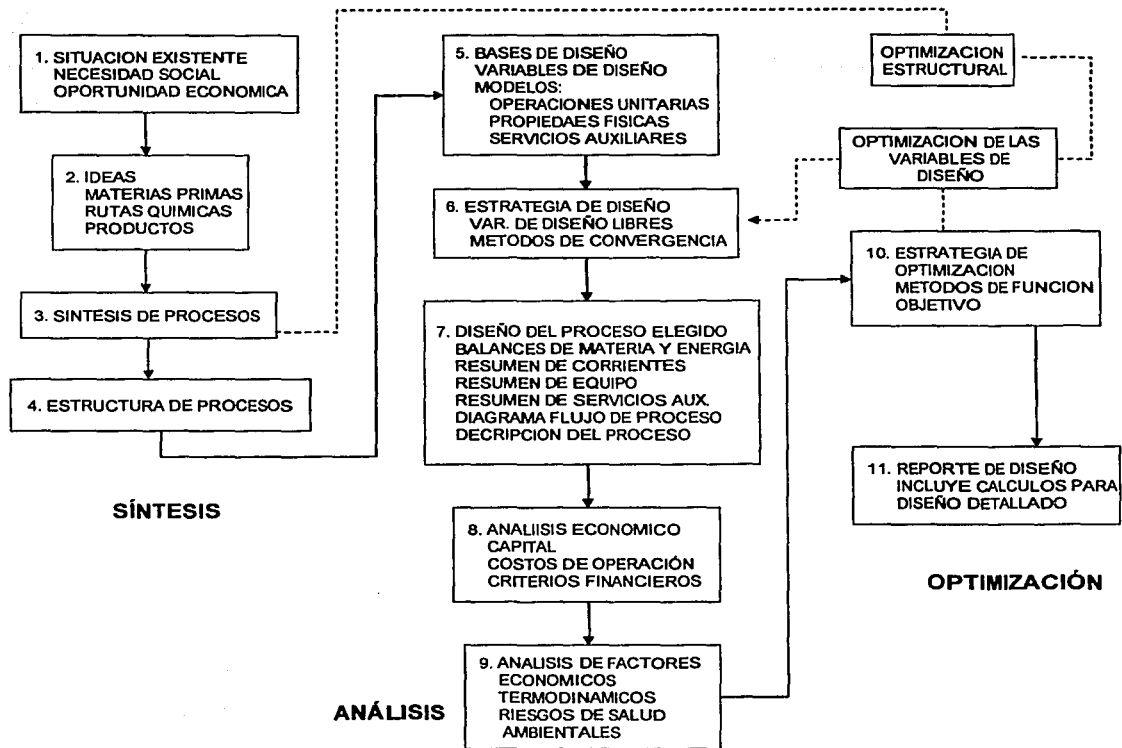
Primeramente, se establecen las bases de diseño que consisten en la elección de todas las variables involucradas en el proceso; se fijan los modelos matemáticos para cada una de las operaciones y cálculos de propiedades termofísicas así como los requerimientos de servicios auxiliares. Con lo anterior, se procede a establecer una estrategia de diseño que consiste en asignarle los valores adecuados a las variables independientes o manipulables del proceso y en determinar los métodos de convergencia a utilizar.

Con la información anterior se establecen los balances de materia y energía, se calculan todas las corrientes del proceso, los parámetros de los diferentes equipos, el resumen de servicios auxiliares y el diagrama de flujo de proceso para el estado estacionario. También se comprueba si el proceso es factible termodinámicamente.

Con los resultados de los cálculos anteriores, es posible hacer un estudio económico preliminar. En él se deben incluir aspectos como el capital requerido, la rentabilidad, los costos de operación etc. El siguiente paso es la confrontación de aspectos técnicos y económicos mediante la consideración de factores tales como la eficiencia termodinámica e impacto ambiental.

Como se puede apreciar, el análisis del proceso consiste en descomponer el sistema propuesto en la etapa de síntesis, en varios subsistemas (corrientes de proceso, operaciones unitarias, ciclos de recirculación, etc.), definiendo las relaciones entre cada uno de ellos. Es importante saber descomponer al sistema ya que, al estar formado de muchos elementos, se puede llegar a generar un número muy grande de subsistemas, lo cual hace casi imposible su manejo.

**OPTIMIZACION:** Con toda la información generada en la síntesis y análisis del proceso se propone una función objetivo adecuada para mejorar el proceso. Ahora bien, la optimización se puede llevar a cabo en dos niveles: en la estructura del proceso y en las condiciones de operación del mismo (Fig.1.2).



**Figura 1.2: Etapas en el desarrollo del diseño de procesos:  
Síntesis, análisis y optimización.**

En ocasiones, en el análisis se puede descubrir que la alteración de algunos de los niveles en las condiciones de operación pueden influir en el dimensionamiento del equipo. De esta manera, conservando la estructura propuesta en la etapa de síntesis, se pueden modificar algunas de las condiciones de operación en la estrategia de diseño para el mejoramiento del proceso.

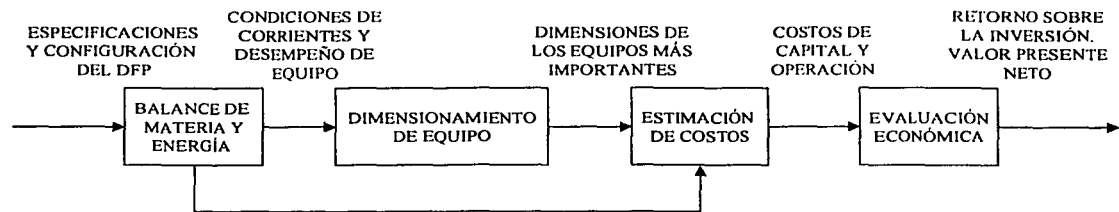
Por otro lado, una optimización estructural sería aquella en que se modifica el número de equipos de proceso o la manera en que éstos se interconectan. Con lo anterior se modifica la parte correspondiente a la síntesis lo que, por extensión, altera también el análisis del proceso. Existen dos formas de atacar el problema de la optimización: la primera consta de dos ciclos iterativos anidados, uno para la optimización de los parámetros y el otro para la estructura; y la segunda consiste en realizar la optimización simultánea de los parámetros y la estructura.

Para todo lo anterior, se puede apreciar que el uso de métodos eficientes de cálculo es una de las bases principales. La computación ha ayudado notablemente en este aspecto, y gracias a su gran crecimiento, el diseño de procesos es una de las disciplinas que avanza más rápido. Debido a que las necesidades actuales del hombre son más y en ocasiones poco flexibles, el camino que se sigue actualmente en el diseño de procesos va dirigido a obtener los mejores procesos industriales.

## B. SIMULACION DE PROCESOS QUIMICOS.

La simulación se puede definir en términos generales como la representación de un fenómeno y/o proceso mediante modelos matemáticos. En el caso de los procesos químicos, dicha representación se basa en las leyes naturales o empíricas que los describen. Es evidente que cuanto mejor sea el modelo, más eficiente y confiable resulta la simulación y, por lo tanto, la interpretación del fenómeno. La simulación es una de las partes principales del análisis de procesos.

Los dos tipos más comunes de simulación de procesos son los relativos a la simulación en estado estacionario y la simulación dinámica de procesos. El primero consta del estudio y representación de un proceso a régimen permanente, en el que se contemplan situaciones dentro de los límites considerados como normales en su diseño y operación. Con la simulación en estado estacionario se obtienen los balances de materia y energía del proceso, a partir de los cuales es posible obtener las dimensiones de los equipos y hacer una evaluación económica.



**Figura 1.3: Etapas de la simulación de procesos**

La simulación dinámica consiste en representar aquellas situaciones poco frecuentes o fuera de los límites normales de operación de un proceso químico. Tales situaciones son típicas del arranque o paro de una planta, de la operación de la misma bajo condiciones de emergencia o para el diseño de las estrategias de control. En estos tres casos se estudia el comportamiento de las variables de proceso con respecto al tiempo.

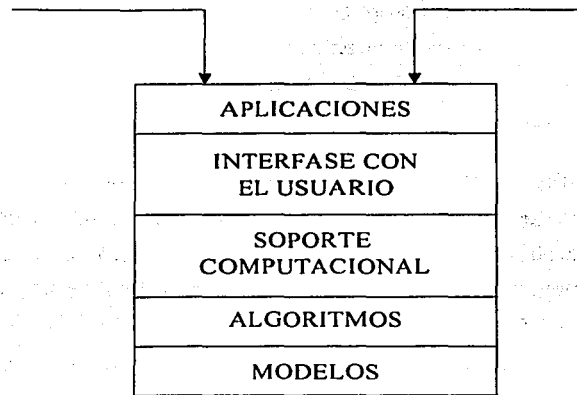
Debido a que la representación de un proceso químico con modelos matemáticos es una tarea que requiere una gran cantidad de cálculos numéricos, es imprescindible la ayuda de una computadora

para realizarlos. El avance en materia de computación ha permitido que se vaya ampliando el margen de cobertura de la máquina sobre el proceso en cuestión; de hecho, hoy en día se utilizan grandes redes de cómputo para abarcar procesos químicos enteros. A esto se le conoce como Sistema de Simulación de Procesos (Process Flowsheeting).

Un sistema de simulación de procesos se define como aquél que acepta información sobre un proceso al nivel del diagrama de flujo del mismo y desarrolla los análisis relativos a su desempeño, diseño y operación. Las entradas típicas de un sistema de simulación de procesos son las que están descritas en el diagrama de flujo de proceso; las salidas que se obtienen son las condiciones de todas las corrientes del sistema, los parámetros y dimensiones de los principales equipos de proceso, y la evaluación económica del mismo. Todos los sistemas de simulación de procesos contienen cinco elementos principales: Modelos, Algoritmos, Soporte computacional ("software" y "hardware"), Interfase con el usuario y Aplicaciones.

Los *modelos* utilizados por un sistema de simulación son todas las relaciones matemáticas derivadas de las leyes de conservación, ecuaciones de velocidad de reacción, correlaciones de propiedades termofísicas, relaciones de conexión y restricciones de diseño y control. Estos modelos matemáticos se representan por ecuaciones algebraicas y/o diferenciales que definen el proceso. Lo más importante de estos modelos es que deben ser apropiados en términos de rigor, nivel de detalle, precisión, validez y generalidad para las aplicaciones que se desean.

Para que un modelo sea adecuado, es necesario que se entiendan los principios que rigen al proceso que se desea describir, ya que de esta manera se puede saber con exactitud la validez de la información que arroja el modelo. Cuanto más preciso sea el modelo, mejor es la representación de la realidad que se obtiene. En ocasiones no es necesario utilizar modelos muy exactos ya que la información que se quiere obtener es global o aproximada, y en consecuencia el tiempo de cómputo para estos casos es considerablemente menor.



**Figura 1.4: Elementos de un Sistema de Simulación de Procesos.**

Los *algoritmos* resuelven los problemas matemáticos que generan los modelos. De hecho, un algoritmo es el conjunto de operaciones que nos permiten llegar a este fin. El tipo de problema matemático que se presenta en simulación es muy variable; contiene ecuaciones algebraicas (lineales y no lineales) y diferenciales. Por lo tanto, se requiere que los algoritmos sean robustos, tan generales como sea posible, eficientes en términos de ejecución y almacenamiento, transparentes y elegantes. En ocasiones, estas necesidades se contraponen por lo que se debe hacer una elección adecuada para que los algoritmos exploten al máximo los recursos disponibles.

El siguiente bloque dentro del sistema de simulación de procesos es el relativo al *soporte computacional*. Las dos partes que lo conforman son el soporte lógico o "software" y el soporte físico o "hardware". Ambos incluyen todos los implementos necesarios para que se lleven a cabo los algoritmos en una computadora, bajo cierto sistema operativo. Dentro del soporte computacional se encuentra todo lo relativo a los programas, lenguajes de programación, codificación, estructura de datos, interfase con el sistema de archivo, documentación y arquitectura del sistema. Los requerimientos de un buen soporte computacional se basan en que debe ser fácilmente interpretado, manejado y tan transportable como sea posible. En este caso, se utilizó el simulador ASPEN Plus para generar los esquemas de simulación y obtener los resultados deseados.

El penúltimo elemento del sistema de simulación lo constituye la *interfase con el usuario*. Ésta incluye el lenguaje de entrada por medio del cuál el usuario describe su problema particular; los reportes que resumen los resultados; la documentación adecuada para el uso del sistema y los protocolos para la interacción con otros programas y sistemas. Una buena interfase con el usuario debe ser capaz de

aceptar los datos de entrada en la manera más natural posible y generar los resultados de la forma más útil y práctica para el usuario.

Las *aplicaciones* son el último elemento dentro del sistema de simulación. Son, de hecho, la razón de existir de dicho sistema. Las adecuadas aplicaciones del sistema de simulación justifican todo el desarrollo del mismo; es necesario conocer de antemano algunas de las formas en que un sistema de simulación se va a utilizar para sentar las bases sobre las cuales se diseñan todos los elementos anteriores. Evidentemente se ha tratado de hacer los diferentes sistemas de simulación de forma que se puedan aplicar en un rango muy amplio de situaciones; los progresos en materia de computación (tanto en la parte lógica como en la física) han permitido que los diferentes sistemas actuales presenten cada día mayor versatilidad en sus aplicaciones.



**A. IMPORTANCIA INDUSTRIAL.****Y PROPILENO.**

La industria del propileno no es típica, ya que el propileno es producido casi exclusivamente como un subproducto; es producido en grandes cantidades por dos industrias (etileno y refinamiento de petróleo) encaminadas a diferentes propósitos, y su producción y mercado varían extremadamente.

En 1987 la demanda de propileno empezó a crecer más rápidamente que para el etileno y se esperaba que muy pronto duplicara en los siguientes años, alcanzando más de 91 millones de toneladas mundiales para el 2010. La demanda de propileno también se espera que crezca más que la demanda de combustibles basados en petróleo.

El propileno es una de las principales olefinas ligeras que se usa ampliamente en alquilación, como combustible y en polímeros. En suma, grandes cantidades de propileno son usadas en plásticos como el polipropileno y en químicos como el acrilonitrilo, óxido de propileno, 2-propanol y cumeno.

El propileno ha tenido muchos usos comerciales. El uso actual de un abastecimiento particular de propileno depende no sólo de los aspectos económicos de la petroquímica y del valor del propileno en distintos usos, sino además de la localización del abastecimiento y la forma en la cual está disponible el propileno. Un ejemplo es que se requiere una alta pureza del propileno para polimerizarlo, de ahí que en las plantas se empleen procesos en los cuales se garantiza que el producto tenga la composición adecuada. En la Tabla 2.1, se muestran los derivados del propileno y sus usos.

Proceso	Producto	Usos
Polimerización	-Polipropileno	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Baterías, partes de metal en automóviles, juguetes, materiales para empacar, fibras, películas, gasolinas.</li> </ul>
Oxidación	-Óxido de propileno	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Manufactura de poliuretanos, poliéster insaturado, propilenglicol, poliésteres y propanolaminas. Se usa para gasolinas, fumigación, aceites de calentamiento, controlador de pH, explosivos y es un componente para el Zeospan una goma de poliéster.</li> </ul>
Oxidación	-Acrilnitrilo	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Materia prima para elaborar Acetato de Polivinilo, alcoholes polivinílicos, Pentacritritol, los cuales se usan como emulsificantes de pinturas, adhesivos y resinas respectivamente.</li> </ul>
Alquilación	-2,3-dimetilpentano  -Cumeno	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Isoparafinas de alto peso molecular para gasolinas.</li> <li>• Producción de fenol y pocas cantidades son utilizadas para gasolinas.</li> </ul>
Hidratación	-Alcohol isopropílico	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Fabricación de acetona, disolvente de aceites volátiles, anticongelante, en gasolinas, lacas, componente de los desengrasantes, desinfectante. Materia prima para elaborar cumenos e isopropilfenoles, acetato de isopropilo, xantatos de isopropilo y éter isopropílico.</li> </ul>
Otros	-Butiraldehídos	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Manufactura de aceleradores para gomas, resinas sintéticas, solventes, plasticidas. Materia prima para elaborar 2-Etilhexanol, n-butanol, trimetilpropano, metil-amil-cetona y ácido n-butírico. Cantidades pequeñas se usan en farmacéutica, pesticidas, antioxidantes, aceleradores de vulcanización y como saborizantes.</li> </ul>

**Tabla 2.1. Productos derivados del propileno y sus usos.**

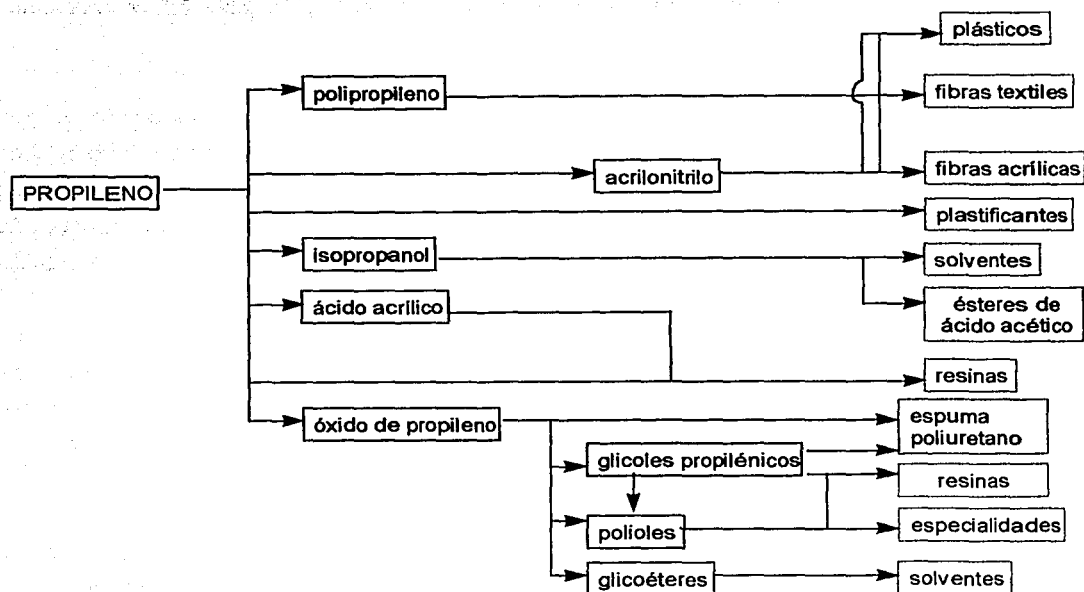


Fig. 2.1. Derivados del propileno.

## ➤ ETILENO.

Si existe un compuesto que puede considerarse como la base de la industria petroquímica este es el etileno. El etileno apareció en la industria en los años cuarenta y rápidamente ganó terreno en la petroquímica hasta ser hoy en día el compuesto petroquímico más producido a nivel mundial (sólo después del amoníaco si este se considera como compuesto petroquímico).

En un principio el etileno se utilizó como sustituto del acetileno ya que era menos peligroso su manejo, menos costosa su producción y servía de igual manera aunque era menos reactivo (la diferencia entre el acetileno y el etileno es su segundo enlace pi; el cual le confiere mayor capacidad de reaccionar), en 1984 prácticamente el etileno había sustituido por completo al acetileno en todos los procesos (en el que se usaba como materia prima). Aunque el etileno no tiene aplicación como producto final, es la materia prima de más de 50 productos obtenidos por procesos muy diversos, que son y han sido claves para el desarrollo de la industria química del mundo. Entre sus derivados más importantes tenemos que

mencionar al Polietileno (en todas sus variedades) y al óxido de etileno que respectivamente son fundamentales en la industria de los polímeros y de los surfactantes. En la tabla 2.2 se muestran los principales derivados del etileno.

Desde que comenzó a producirse el etileno en los años cuarenta no ha cesado la investigación básica y aplicada que se enfoca en este compuesto petroquímico, los avances se han dado en todo el proceso de producción, manejo y transportación, esto demuestra claramente el papel tan importante que ha desempeñado y desempeña actualmente en toda la industria petroquímica, simplemente desde 1974 hasta 1998 existen más de 400 patentes norteamericanas registradas, que tratan sobre nuevos equipos y modificaciones al proceso de producción.

Hasta principios de los años sesenta se había logrado una reducción sustancial de los costos de producción debido a las mejoras tecnológicas y a la construcción de plantas cada vez más grandes, la crisis del petróleo de los años setenta trajo consigo que se dieran mejoras sustanciales en el proceso de producción (en la utilización de la materia prima y en la utilización de energía).

La producción de etileno se lleva a cabo por medio del cracking térmico (pirólisis); este proceso ha imperado en la industria desde que comenzó a producirse y aunque existen otros procesos de producción (hidrólisis de etanol y procesos catalíticos) no han tenido repercusión en el ámbito mundial.

Desde sus inicios, la producción mundial de etileno ha ido en aumento como consecuencia del aumento en la demanda de sus derivados (siendo el polietileno el más importante). A pesar de las muchas incertidumbres económicas que rodean a la industria petroquímica, se espera que la producción y consumo de etileno aumenten más rápidamente que la economía mundial, debido a la sustitución de los productos naturales e inorgánicos con productos orgánicos sintéticos.

Proceso	Producto	Usos
<b>Polimerización</b>	-Polietileno Alta Densidad -Polietileno Baja Densidad  -Copolímeros de Poliestireno -Copolímeros-Terpolímeros de Etileno-Propileno	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Películas, moldes de inyección.</li> <li>• Moldes de soplado, tuberías, películas.</li> <li>• Películas aislantes eléctricas.</li> <li>• Partes automotrices, llantas, cables y alambres, modificaciones termoplásticos.</li> </ul>
<b>Oxidación</b>	-Óxido de etileno	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Materia prima para producir etilenglicoles y etilenaminas que se usan como surfactantes, refrigerantes, fibras y absorbentes, químicos y textiles respectivamente.</li> </ul>
<b>Oxidación</b>	-Acetaldehído -Acetato de vinilo	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Materia prima para elaborar Acetato de Polivinilo, alcoholes polivinílicos, Pentacritrol, los cuales se usan como emulsificantes de pinturas, adhesivos y resinas respectivamente.</li> </ul>
<b>Halogenación</b>	-Dicloruro de etileno  -Cloruro de etilo	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Disolvente, desengrasante de metales.</li> <li>• Refrigerantes, disolventes, agentes para etilación.</li> </ul>
<b>Alquilación</b>	-Dibromoetileno  -Bromuro de etilo  -Etilbenceno	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Agente para la recuperación de plomo.</li> <li>• Agente para etilación, solvente, refrigerante.</li> <li>• Materia prima para formar el estireno que a su vez es materia prima para formar el poliestireno, el cual se utiliza en empaques, artículos para el hogar, uso automotriz, teléfonos, muebles, llantas, adhesivos.</li> </ul>
<b>Hidratación</b>	-Etilanilinas  -Alquilatos de aluminio -Etanol -Etilaminas	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Colorantes, farmacéuticos, pesticidas.</li> <li>• Síntesis de catalizadores.</li> <li>• Cosméticos, disolventes industriales, detergentes, saborizantes.</li> <li>• Inhibidores de corrosión, químicos para hule, insecticidas.</li> </ul>

**Tabla 2.2. Productos derivados del etileno y sus usos.**

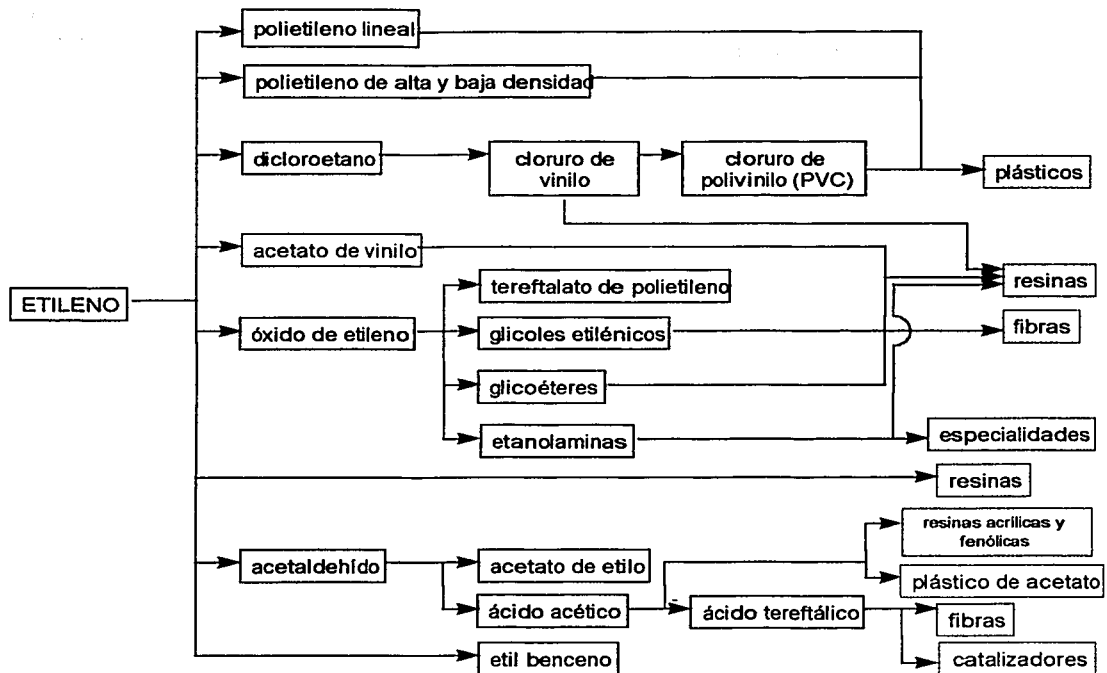


Fig. 2.2. Derivados del etileno.

## B. LA INDUSTRIA NACIONAL.

### ➤ EL PROPILENO EN MÉXICO.

Dentro del sector industrial nacional, ha venido destacando en las últimas décadas el sector de la industria química y en especial el sector petroquímico. El desenvolvimiento de dicho sector ha sido posible debido al desarrollo nacional y a la posesión de los recursos de materia prima, que son la base principal de nuestra industria petrolera. No obstante el dinámico crecimiento del orden del 15% anual en volumen, que se ha logrado mantener en este sector, se ha observado que éste no es suficiente, dado que nuestro país tiene la necesidad de realizar grandes importaciones de productos petroquímicos básicos, así como de productos petroquímicos secundarios.

En México, el propileno se obtiene como subproducto principalmente de la producción de etileno; pero en el Complejo Morelos en Veracruz, se produce propileno, el cual ha tenido mucha demanda en las últimas décadas. El uso del propileno es relativamente nuevo en cuestión de tecnologías aplicadas al

área de polímeros, en la que el producto de mayor importancia es el polipropileno, con el que se obtienen diferentes derivados de éste polímero aplicados a muchas áreas de la industria y de la vida diaria.

La producción de propileno en México es pequeña en comparación con la de etileno que es un producto principal en muchas refinerías. Gran parte de la producción de propileno se destina para el comercio exterior y el resto se conserva en el país, debido a que se necesita tecnología para convertirlo en productos de uso común muy solicitados.

Se prevé que en los años siguientes, la producción de propileno crecerá en mayor proporción que el etileno, a pesar de que su demanda oscila todo el tiempo debido a su precio en el mercado y por las fluctuaciones de energía; además el grado polimérico del propileno es un factor muy importante en el mercado, ya que dependiendo del grado que tenga, ya sea grado químico o polimérico, es el tipo de uso al que se le destina y de entre éstos dos tipos, el grado polimérico es el más importante debido a su amplia aplicación en distintos campos.

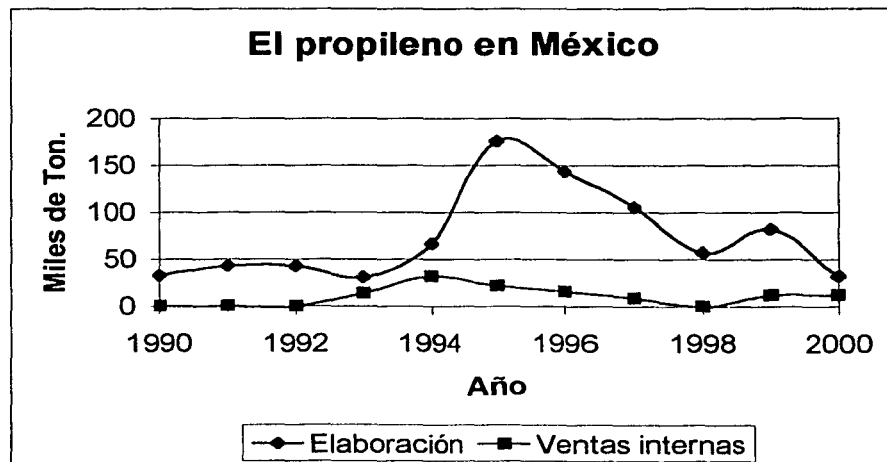


Fig. 2.3. El propileno en México.

### ➤ EL ETILENO EN MÉXICO.

Hasta antes de la última reestructuración de los productos petroquímicos hecha por el gobierno de nuestro país, el etileno estaba considerado como uno de los productos petroquímicos secundarios de los cuales el Estado se reservaba el derecho a su producción e importación ya que era considerado como

un producto estratégico. Por ésta razón, PEMEX es la única empresa que produce etileno en México, aún cuando desde 1996 ya se permite su producción por proyectos privados.

La producción de etileno en México se remonta hasta el año de 1966 cuando PEMEX puso en operación la primera planta en Reynosa Tamaulipas, con una capacidad nominal de 27,210 toneladas métricas al año. Más adelante, durante la década de los años setenta se construyeron dos plantas más con una capacidad nominal de 182,000 toneladas métricas al año cada una, una se construyó en el Complejo Petroquímico de Pajaritos en 1972 y la otra quedó ubicada en Poza Rica (1978). Con motivo del aumento de la demanda interna de etileno (la cual siempre ha ido en ascenso) en 1982 se construyó una tercera planta en el Complejo Petroquímico Cangrejera con una capacidad de 500,00 toneladas al año (mucho mayor a la de las plantas instaladas) y posteriormente en 1989 entró en operación la última de las plantas construida en el Complejo Petroquímico de Morelos con una capacidad igual a la construida en el Complejo Cangrejera.

Las proyecciones nacionales, en millones de toneladas por año para después del 2000 son demasiado elevadas, con una tasa del 6% anual se obtiene: para el 2005, 3.3 millones de toneladas. Este crecimiento pronosticado se debe principalmente a los aumentos en el consumo de polietilenos, que propiciaría mayor participación en las estructuras de consumo de etileno.

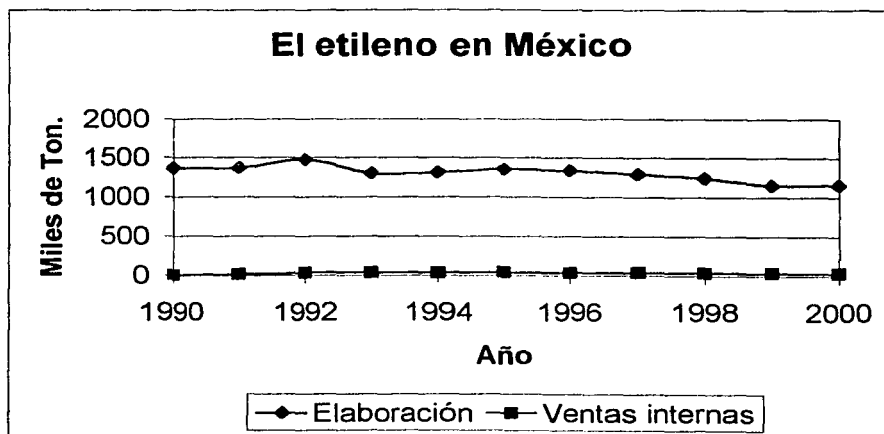
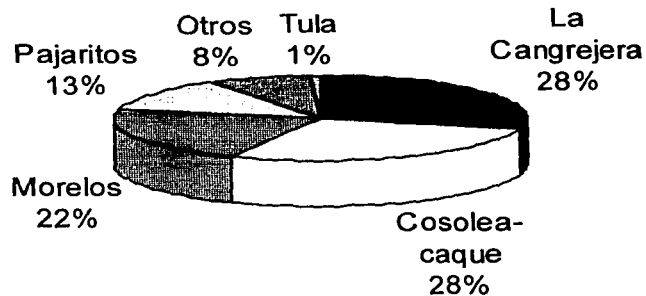


Fig. 2.4. El etileno en México.



### Elaboración de Productos Petroquímicos por Complejo



#### C. LA INDUSTRIA INTERNACIONAL.

##### > EL PROPILENO EN EL MUNDO.

El consumo mundial de propileno en 1996 era alrededor de 93 millones de toneladas. El consumo en Norteamérica era de alrededor de 25 millones de toneladas. La demanda de propileno creció rápidamente conforme pasaron los años, hasta el punto de ser más solicitado que otros petroquímicos anteriores a su época.

Ahora, cerca de 50.2 millones de toneladas de propileno son producidas en el mundo; la mayoría del propileno es producido como un subproducto del etileno. Cerca del 70% es producido en Fraccionadoras, 28% en unidades FCC de refinería y 2% por deshidrogenación del propano. Las refinerías de petróleo del mundo, generan alrededor de 31.2 millones de ton/año de propileno subproducto de grado de refinería, la mayoría generado en unidades FCC como un subproducto de gasolinas y productos de la destilación.

En muchas regiones del mundo, la demanda petroquímica del propileno está creciendo más rápidamente que la demanda de etileno. Esto tiene como resultado que se tengan que construir nuevas plantas para obtener etileno, las cuales no son suficientes para satisfacer la demanda de propileno,

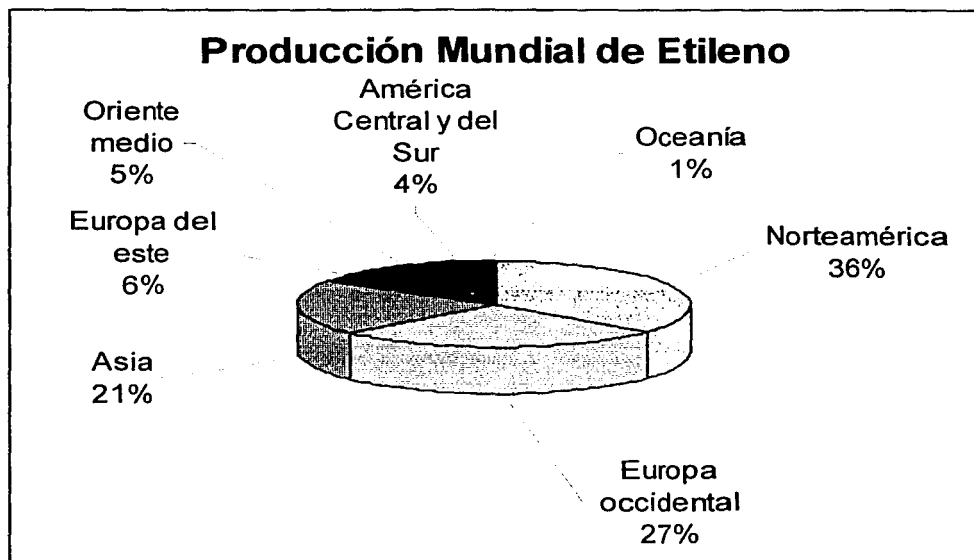
además de que se necesitan otras fuentes para obtener propileno. Hay un especial énfasis en recuperar propileno de las unidades FCC de refinería utilizando nuevas tecnologías.

### ➤ EL ETILENO EN EL MUNDO.

PEMEX, la empresa encargada en producir etileno en México, tiene muchas alternativas de inversión actuales en las que la mayoría están destinadas a aumentar la producción de etileno tanto en los Complejos Petroquímicos como en las diferentes plantas ubicadas en distintas partes de la República Mexicana, debido a que la demanda mundial de etileno ha aumentado en gran cantidad en los últimos años.

La mayoría de la producción de etileno en México se destina al comercio exterior y una pequeña parte se conserva en el país. Las grandes potencias destinan la mayoría de su producción de etileno a producir polietilenos de alta y baja densidad indispensables para una infinidad de productos. La producción de etileno en el mundo va en ascenso, ya que además de los polímeros, se obtienen una gran cantidad de productos derivados y éstos a su vez sirven de materia prima para otros más.

Gracias a que la producción de etileno es muy grande y muy solicitada, se requiere que cada vez se obtenga mejor calidad en el producto para que su demanda sea cada vez mayor; por esto, el uso de mejores alternativas de separación aplicadas a las diferentes plantas es de vital importancia en éstos días, ya que implementando nueva tecnología y tendiendo especial atención en los procesos, se pueden obtener mejores productos que a su vez tendrán mayor valor en el ámbito mundial.



## A. SEPARACIÓN PROPANO-PROPILENO.

### ➤ DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

La Planta Catalítica de Tula se divide en 3 secciones:

- A. Sección de Reacción Catalítica
- B. Sección de la Fraccionadora Principal.
- C. Sección de Recuperación de Vapores, de la cual:
  1. Sección del Agotador-Absorbedor.
  2. Sección de Debutanización.
  3. Sección de Depropanización.
  4. Sección de Fraccionamiento de Propileno.

En este caso, solo se describirá la sección que corresponde al Fraccionamiento de Propileno, que es la que nos interesa.

### **Sección de Fraccionamiento de Propileno.**

La sección de fraccionamiento de propileno constituye el último paso de purificación del propileno, considerado como un producto de mucha importancia que se obtiene de ésta planta. Es de extrema importancia que ésta sección opere de manera adecuada, con objeto de alcanzar las especificaciones finales del producto.

La alimentación para la torre de fraccionamiento de propano-propileno proviene de la torre depropanizadora, la cual está compuesta en su mayor parte por propano y propileno y muy pequeñas cantidades de hidrocarburos más ligeros. Anteriormente esta corriente se enviaba a límites de batería como gas LPG, pero actualmente se separa el propano del propileno ya que principalmente este último tiene enormes aplicaciones industriales.

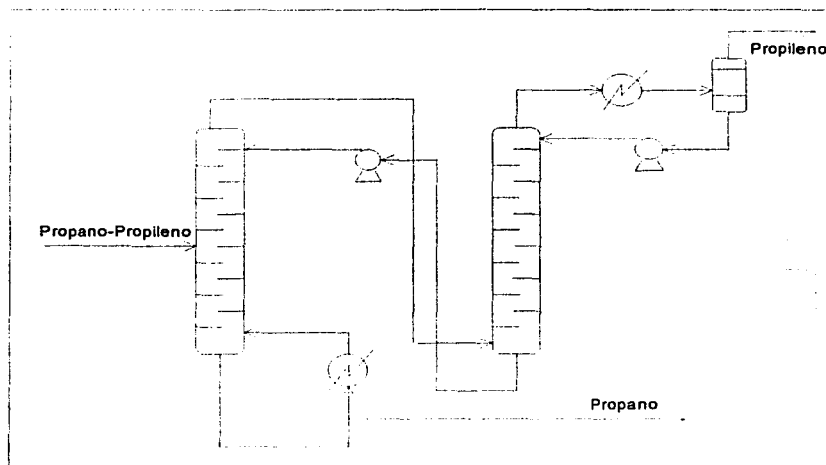
Por lo anterior, la corriente rica en propano y propileno se bombea a la última torre del tren de recuperación de vapores: la denominada fraccionadora (o splitter) propano-propileno. La separación de

estos dos compuestos requiere de muchas etapas de equilibrio debido a que los puntos de ebullición de ambos son muy parecidos; la fraccionadora tiene, por tanto, muchos platos y es considerablemente alta. Ésta sección está compuesta por dos torres de destilación de gran tamaño; cada una cuenta con 100 platos.

A pesar de que se cuenta con dos torres, éstas representan en realidad una sola unidad de separación, ya que los domos de la primera torre son alimentados en forma de vapor al fondo de la segunda torre, mientras que los fondos de la segunda torre son bombeados directamente al primer plato de la primera torre. Adicionalmente, la primera torre cuenta únicamente con rehervidor, mientras que la segunda torre cuenta únicamente con condensador, los dos como dos etapas adicionales.

Por el domo de la fraccionadora se obtiene el propileno y por la parte inferior el propano. Actualmente se utiliza agua de enfriamiento como medio de condensación y vapor en el rehervidor de los fondos.

Los dos productos obtenidos se envían a límites de batería. El propano se utiliza como gas LPG mientras que el propileno, como se mencionó anteriormente, sirve de materia prima para diferentes procesos, entre los que destaca la producción de polipropileno. En la figura 3.1 se muestra un esquema de la Torre de Fraccionamiento de Propano-Propileno.



**Fig. 3.1. Torre de Fraccionamiento de Propano-Propileno.**

## B. SEPARACIÓN ETANO-ETILENO.

### ➤ DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

La Planta del Complejo Petroquímico Pajaritos se divide en 9 secciones:

- A. Sección de Cracking.
- B. Sección de Apagado.
- C. Sección de Compresión.
- D. Sección de Remoción de Gases Ácidos y Desacetilación.
- E. Sección de Secado y de Enfriamiento.
- F. Sección de Demetanización y Deetanización.
- G. Sección de Fraccionamiento de Etileno.
- H. Sistema de Refrigeración de Propileno.
- I. Sistema de Refrigeración de Etileno.

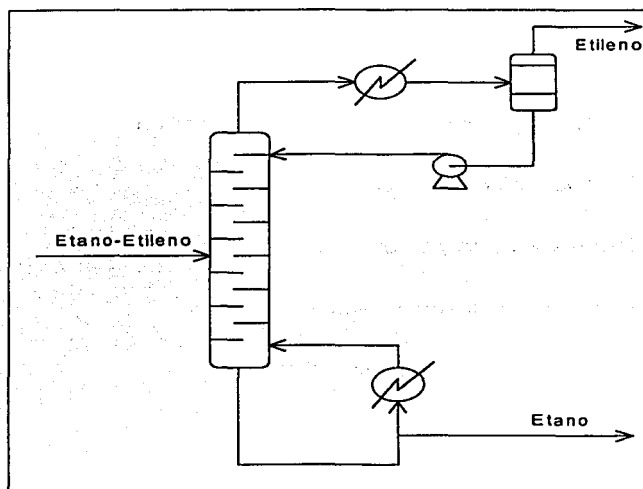
En este caso, sólo se describirá la sección que corresponde al Fraccionamiento de Etileno que es el que nos interesa.

### **Sección de Fraccionamiento de Etileno.**

La sección de Fraccionamiento de etileno representa la etapa final de purificación del etileno, que es el principal producto de ésta planta. El funcionamiento adecuado de ésta sección es esencial para obtener un producto de etileno de grado polimérico que pueda utilizarse para obtener posteriormente polietileno de buena calidad.

Para llegar a ésta parte del proceso, la alimentación para la torre de fraccionamiento de etano-etileno proviene de la sección de demetanización y deetanización, de la cual la mayor parte es etano y etileno con pequeñas cantidades de metano, propileno y propano. Ésta se alimenta a la altura del plato 104 de un total de 130 platos. La columna opera a 285 psia en el domo y 300 psia en el fondo, con una temperatura de  $-21^{\circ}\text{F}$  en el domo y  $21^{\circ}\text{F}$  en el fondo.

Los domos de la torre fraccionadora son conducidos hacia un condensador parcial que funciona con refrigerante de propileno, con el objeto de obtener una mezcla líquido-vapor, para ser enviada al tanque de reflujo de la torre, lográndose así una etapa de equilibrio adicional, el líquido es introducido al tanque de reflujo. El etano producido en el fondo se envía a un tanque de balance donde se mantiene constantemente un volumen de etano capaz de suministrar a la planta su capacidad normal durante 30min. Un esquema de la torre de Fraccionamiento de Etileno se muestra en la figura 3.2.



**Fig. 3.2. Torre de Fraccionamiento de Etano-Etileno.**

**A.- ESTRATEGIA DE SIMULACION.**

Para llevar a cabo la simulación de un proceso en cualquier simulador, es necesario realizar cada uno de los pasos que se muestran a continuación. En cada uno de ellos se explica la manera específica en que se definió la simulación. Los pasos están numerados en el orden lógico en que se deben realizar, aunque no es necesario seguir la misma secuencia.

**1.- Definición del diagrama de flujo de proceso y su alcance:** El primer paso para realizar la simulación de un proceso es definir sus límites, ya que es común que éste no se encuentre como una entidad independiente, sino que tenga flujos de materia y/o energía interconectados con otros procesos, de forma que si se altera el proceso en cuestión, se alteran los demás o viceversa. Es por esto que no siempre resulta fácil definir que parte del proceso o que procesos se deben simular. En este caso, solo se toman en cuenta las dos torres fraccionadoras para cada una de las separaciones por lo que no hay problema al definir el diagrama para las separaciones simples; el problema se presenta cuando se hace la integración térmica ya que se tienen que definir los diagramas correspondientes para cada uno de los casos y hacer modificaciones dado el caso.

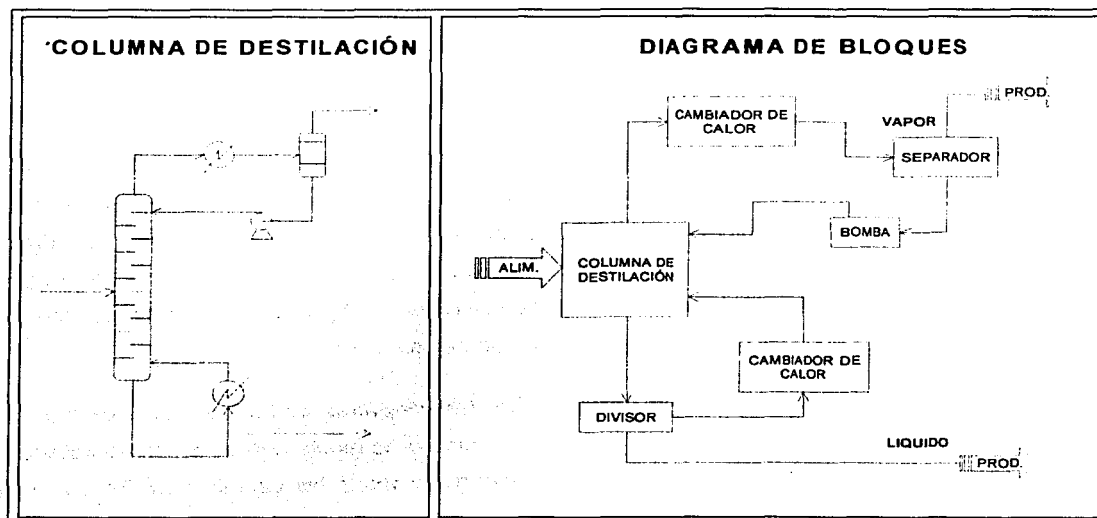
**2.- Selección de unidades:** Se deben seleccionar las unidades en las que se van a especificar las variables de entrada y en las que se desean obtener los reportes de salida. Es posible escoger unidades de diferentes sistemas para las variables, incluso se pueden especificar diferentes unidades en cada operación unitaria y no es necesario que las unidades de entrada y salida sean iguales. En el presente trabajo se utilizan las unidades pertenecientes al sistema inglés; la razón por la que se escogió este sistema se basa en el hecho de que la información que se obtuvo del proceso real está reportada en dichas unidades, además de que es más fácil hacer una comparación.

**3.- Selección del método o modelo para calcular las propiedades termofísicas:** Este es un paso clave para una buena simulación ya que desafortunadamente no existe una ecuación de estado o modelo para predecir las propiedades de todos los compuestos y todas las condiciones. Es por esta razón que se debe elegir el modelo que calcule con mayor precisión las propiedades de los compuestos que maneja el proceso a simular; de hecho, es posible utilizar diferentes ecuaciones de estado o modelos termodinámicos en las distintas operaciones unitarias según lo requieran las condiciones de éstas, lo que le da mayor flexibilidad a la simulación. Para escoger el modelo con el cual se iban a calcular las propiedades se realizaron diferentes simulaciones con varias ecuaciones de estado para ver cuál de ellas nos daba los mejores resultados en cuanto a temperatura (más baja), presión (más baja) y fracción de producto (pureza más alta), todos éstos valores comparados con los reales. De acuerdo a los

resultados de las simulaciones, la ecuación que arrojaba los mejores resultados en las diferentes variables consideradas fue la ecuación de Peng-Robinson-Boston-Mathias, la cual es una de las ecuaciones recomendadas por ASPEN para las simulaciones presentadas.

**4.- Partir el proceso en bloques de operaciones unitarias y escoger el modelo para cada bloque:** Este paso se realizó en dos etapas: primero se simuló el proceso considerando a las torres con condensador, rehervidor y demás accesorios como una sola entidad; posteriormente, con los datos arrojados por esta simulación se procedió a partir las torres en cada una de las operaciones unitarias que las conforman, con el fin de obtener una simulación del proceso más apropiada. La figura 4.1 muestra el ejemplo de como queda una columna al partirla en las operaciones unitarias que la conforman.

Los modelos usados en la simulación de las operaciones unitarias fueron: RADFRAC para columnas de destilación; HEATX para intercambiadores de calor con corrientes de proceso; HEATER para condensadores, rehervidores, válvulas e intercambiadores con servicios auxiliares; PUMP para bombas; FSPLIT para divisores; COMP para compresores y FLASH2 para las unidades de separación en el domo, las cuales se tomaron como adiabáticas para que toda la carga se concentrara en el condensador.



**Figura 4.1: Torre de destilación dividida en las operaciones unitarias que la conforman.**



Para la torre separadora de etano-etileno se tomó el mismo método de iteración y al igual que la anterior, no hay problema con la secuencia de cálculo ni con las corrientes de corte.

**9.- Estudio de casos o análisis de sensibilidad:** Una vez que la simulación se realiza adecuadamente, se puede hacer un estudio de sensibilidad en donde se varían algunos parámetros para analizar que tanto se altera el proceso; también se puede alterar la estructura del proceso para analizar distintas opciones, lo que nos permite conocer profundamente al proceso y si se desea, modificar las condiciones de operación o el proceso mismo de forma que se obtenga un mayor rendimiento de éste, o en muchos casos la solución a algún problema específico.

En este caso, se hizo un análisis energético para poder modificar la estructura inicial y así obtener mejores rendimientos y disminuir los costos. Todo esto se explicará con detalle más adelante.

## **B.- RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN**

Primero se muestra el diagrama de flujo de proceso (DFP) completo, indicando los valores de cada corriente en el esquema y más adelante se muestra una tabla con los valores de las corrientes en un reporte más amplio obtenidas en la simulación para cada una de las dos separaciones. Más adelante, se encuentran los resultados de la simulación para la ecuación de estado elegida y su comparación con otras ecuaciones utilizadas.

En el caso de la Torre Fraccionadora de Propano-Propileno, se muestran los resultados de la simulación para la torre dividida en dos con un total de 200 platos. A continuación se muestran las gráficas de los perfiles de cada una de las torres en donde se observa el número de platos que se le disminuyen a la torre y el porqué de ésta disminución se explica más adelante, para dar como resultado una sola torre con menos platos, la cual sirve de modelo para aplicar las alternativas de modificación a la estructura.

Para la Torre Fraccionadora de Etano-Etileno, no se modifica la estructura inicial de la torre, por lo que no hay disminución del número de platos y ésta misma es la que se toma de modelo para aplicar las alternativas de modificación. Para ésta torre se presentan también las gráficas con los perfiles de la torre para ver el comportamiento de la separación.

**5.- Definición de las corrientes de entrada y sus compuestos químicos:** Los datos para definir éstas corrientes se tomaron de planos de las plantas. Los compuestos químicos que se tomaron fueron propano, propileno, etano y etileno; en realidad las corrientes provienen de otras torres y aparecían más compuestos pero en cantidades más pequeñas, pero sólo se necesitaba hacer el estudio con los componentes principales, y el que no se tomen en cuenta los otros no afecta ni a los cálculos ni a las propiedades de los involucrados.

**6.- Especificación de las condiciones de operación:** En esta parte se deben definir cuales de las variables de operación se van a especificar en cada operación unitaria. El número de variables que se deben especificar depende de la operación que deseamos representar. El simulador ofrece opciones de grupos de variables para especificar en cada operación unitaria. Lo importante, y no tan sencillo, es elegir el conjunto de variables adecuado, de forma que la simulación converja, y lo haga de la manera más adecuada posible, ya que el hecho de definir variables permitidas no garantiza que el sistema llegue a la convergencia.

**7.- Especificación de condiciones de diseño:** Muchas veces existen condiciones en el diseño que es importante conservar, ya que una pequeña alteración puede cambiar el comportamiento del proceso o las propiedades de los productos. En este caso sólo se debe de tener cuidado con la determinación de dichas condiciones para no sobre-especificar el proceso. Se puede dar el caso de que si se añade una condición al proceso sea necesario modificar las condiciones de operación definidas, para que no existan redundancias que imposibiliten la convergencia.

**8.- Definición de los métodos de convergencia:** El simulador genera automáticamente las secuencias de convergencia para las especificaciones de diseño y realiza dicha convergencia mediante el método de la secante para una sola especificación o el método de Broyden para dos o más especificaciones simultáneas; también acepta cualquier especificación de convergencia que el usuario quiera definir. Para la convergencia de los ciclos internos existe una amplia gama de métodos que se pueden aplicar simultáneamente a cualquier número de corrientes, entre éstos se encuentra la modificación del método quasi-Newton de Broyden que utiliza información sobre la interacción de las variables de las corrientes de corte. La definición de métodos adecuados, además de garantizar la convergencia (en caso de que los datos estén alimentados correctamente), puede representar un ahorro de tiempo considerable, sobre todo en procesos con grandes dimensiones.

La torre separadora de propano-propileno maneja pocos compuestos en muchos platos (200), lo que a veces ocasionaba que no convergiera con la secuencia que ASPEN elegía, pero se resolvió cambiando las corrientes de corte y su secuencia ya que en realidad no hay mucho problema con esto. Para que las corrientes de corte convergieran, se especificó el método de Broyden, ya que además de que era más rápido se lograba en menos iteraciones.

Para la torre separadora de etano-etileno se tomó el mismo método de iteración y al igual que la anterior, no hay problema con la secuencia de cálculo ni con las corrientes de corte.

**9.- Estudio de casos o análisis de sensibilidad:** Una vez que la simulación se realiza adecuadamente, se puede hacer un estudio de sensibilidad en donde se varían algunos parámetros para analizar que tanto se altera el proceso; también se puede alterar la estructura del proceso para analizar distintas opciones, lo que nos permite conocer profundamente al proceso y si se desea, modificar las condiciones de operación o el proceso mismo de forma que se obtenga un mayor rendimiento de éste, o en muchos casos la solución a algún problema específico.

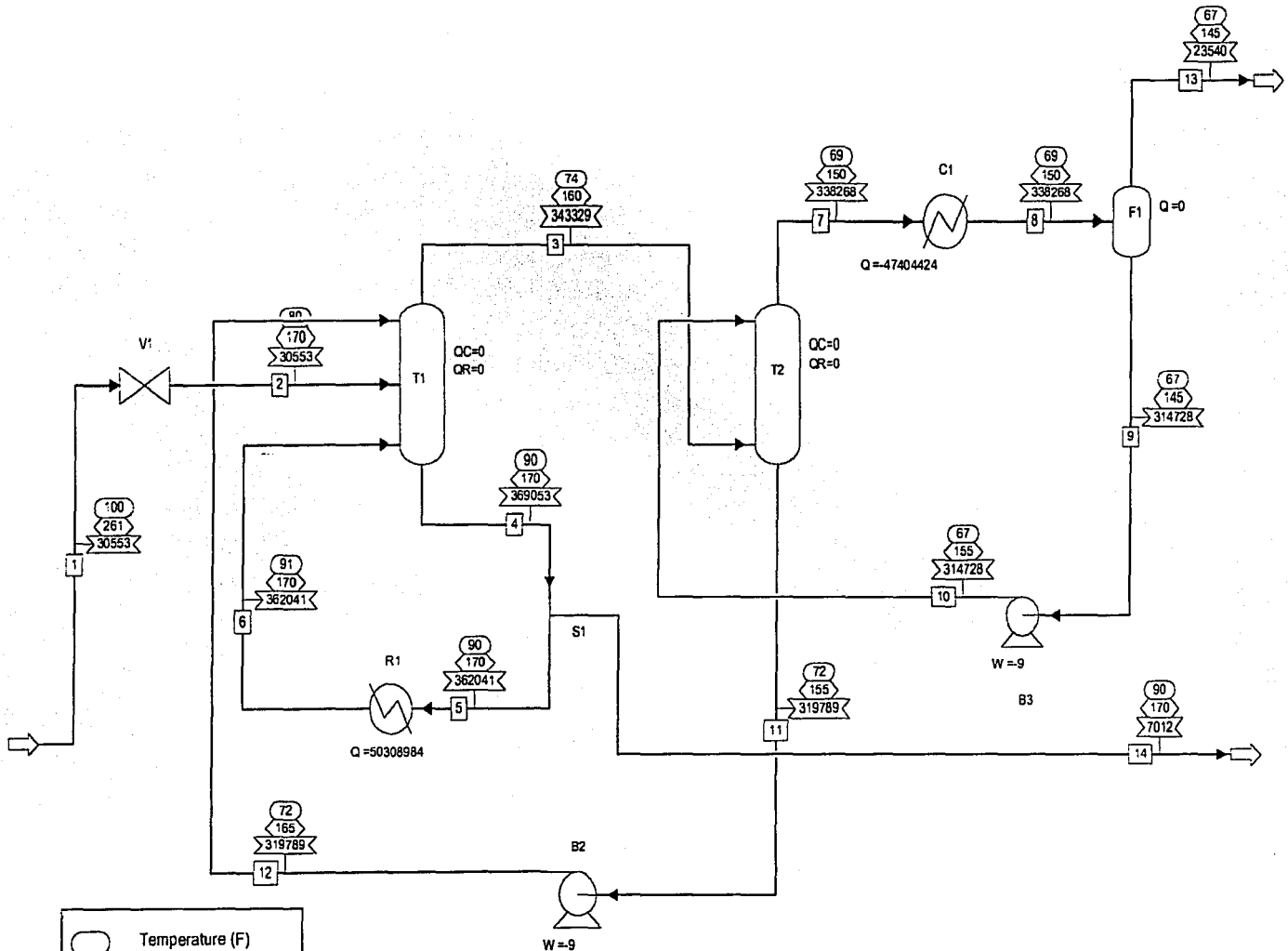
En este caso, se hizo un análisis energético para poder modificar la estructura inicial y así obtener mejores rendimientos y disminuir los costos. Todo esto se explicará con detalle más adelante.

## **B.- RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN**

Primero se muestra el diagrama de flujo de proceso (DFP) completo, indicando los valores de cada corriente en el esquema y más adelante se muestra una tabla con los valores de las corrientes en un reporte más amplio obtenidas en la simulación para cada una de las dos separaciones. Más adelante, se encuentran los resultados de la simulación para la ecuación de estado elegida y su comparación con otras ecuaciones utilizadas.

En el caso de la Torre Fraccionadora de Propano-Propileno, se muestran los resultados de la simulación para la torre dividida en dos con un total de 200 platos. A continuación se muestran las gráficas de los perfiles de cada una de las torres en donde se observa el número de platos que se le disminuyen a la torre y el porqué de ésta disminución se explica más adelante, para dar como resultado una sola torre con menos platos, la cual sirve de modelo para aplicar las alternativas de modificación a la estructura.

Para la Torre Fraccionadora de Etano-Etileno, no se modifica la estructura inicial de la torre, por lo que no hay disminución del número de platos y ésta misma es la que se toma de modelo para aplicar las alternativas de modificación. Para ésta torre se presentan también las gráficas con los perfiles de la torre para ver el comportamiento de la separación.



	Temperature (F)
	Pressure (PSI)
	Flow rate (LB/HR)
	Heat duty (BTU/HR)
	Power (HP)
Q	Heat duty (BTU/HR)
W	Power (HP)

Fig.4.2 Separación Propano-Propileno.		
Planta	Tula, Hidalgo	
Por	Isela J. Martinez Medina	
Año	2002	
Nota	Caso Base.	

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9
De:		V1	T1	T1	S1	R1	T2	C1	F1
A:	V1	T1	T2	S1	R1	T1	C1	F1	B3
Fase	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	LIQUIDO
Flujo molar lbmol/h									
PROPANO	147.719400	147.719400	401.917400	7750.009000	7602.759000	7602.753000	7.297757	7.297757	6.835627
PROPILENO	571.262600	571.262600	7737.769000	648.959500	636.629300	636.626700	8031.013000	8031.013000	7472.084000
Fracción mol									
PROPANO	0.205456	0.205456	0.049378	0.922733	0.922733	0.922734	9.078720E-04	9.078720E-04	9.139860E-04
PROPILENO	0.794544	0.794544	0.950623	0.077267	0.077267	0.077266	0.999092	0.999092	0.999086
Flujo másico lb/h									
PROPANO	6513.910000	6513.910000	17723.1600	341748.0000	335255.0000	335255.0000	321.805700	321.805700	301.427400
PROPILENO	24039.1000	24039.1000	325610.0000	27308.6300	26789.7700	26789.6600	337950.0000	337950.0000	314430.0000
Flujo Total lbmol/h	718.981900	718.981900	8139.687000	8398.969000	8239.389000	8239.380000	8038.311000	8038.311000	7478.920000
Flujo Total lb/h	30553.0100	30553.0100	343333.0000	369057.0000	362045.0000	362045.0000	338272.0000	338272.0000	314732.0000
Flujo Total bbl/día	4200.268000	11610.480	1012720.000	50884.610	49917.800	970039.000	1068910.000	104180.000	39424.390
Temperatura F	100.040000	79.882950	74.011670	90.497760	90.497760	90.736400	68.992580	68.993480	66.633820
Presión Psi	261.290000	170.000000	160.000000	170.000000	170.000000	170.000000	150.000000	150.000000	145.000000
Frac Vapor	0.000000	0.095177	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	0.060000	0.000000
Frac Líquido	1.000000	0.904824	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	0.940000	1.000000
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-8570.376000	-8570.376000	5236.924000	-47375.89000	-47375.89000	-41269.92000	7787.239000	1889.854000	1449.921000
Entalpia Btu/lb	-201.680500	-201.680500	124.156000	-1078.176000	-1078.176000	-939.217200	185.047100	44.908350	34.454250
Entalpia Btu/h	-6.1619E+06	-6.1619E+06	4.26269E+07	-3.9791E+08	-3.9035E+08	-3.4004E+08	6.25963E+07	1.51912E+07	1.08438E+07
Entropia Btu/lbmol°R	-55.003060	-54.942340	-40.619630	-77.733370	-77.733370	-66.637470	-39.501920	-50.657230	-51.486970
Entropia Btu/lb°R	-1.294348	-1.292919	-0.963003	-1.769049	-1.769049	-1.516530	-0.938679	-1.203761	-1.223477
Densidad lbmol/ft³	0.731703	0.264705	0.034357	0.705559	0.705559	0.036308	0.032145	0.329818	0.810901
Densidad lb/ft³	31.093570	11.248580	1.449176	31.002790	31.002790	1.595389	1.352748	13.879550	34.124710
PM promedio	42.494820	42.494820	42.180180	43.940760	43.940760	43.940760	42.082470	42.082470	42.082480

Tabla 4.1: Resultados de la simulación para la separación propano-propileno (Caso base).

Corriente	10	11	12	13	14
De:	B3	T2	B2	F1	S1
A:	T2	B2	T1		
Fase	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO
Flujo molar lbmol/h					
PROPANO	6.835897	401.455600	401.453800	0.462129	147.250200
PROPILENO	7472.093000	7178.849000	7178.839000	558.929000	12.330230
Fracción mol					
PROPANO	9.140210E-04	0.052960	0.052960	8.261290E-04	0.922733
PROPILENO	0.999086	0.947040	0.947040	0.999174	0.077267
Flujo másico lb/h					
PROPANO	301.439300	17702.79000	17702.71000	20.378300	6493.220000
PROPILENO	3.14431E+05	3.02091E+05	3.02090E+05	2.35201E+04	518.864000
Flujo Total lbmol/h	7478.929000	7580.304000	7580.293000	559.391200	159.580400
Flujo Total lb/h	3.14732E+05	3.19793E+05	3.19793E+05	2.35405E+04	7012.084000
Flujo Total bbl/día	3.94120E+04	4.06558E+04	4.06418E+04	7.70169E+04	966.807600
Temperatura F	66.764400	71.747980	71.883590	66.633820	90.497760
Presión Psi	155.000000	155.000000	165.000000	145.000000	170.000000
Frac Vapor	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	0.000000
Frac Líquido	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	1.000000
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	1452.842000	-1200.959000	-1197.985000	7771.660000	-47375.89000
Entalpia Btu/lb	34.523670	-28.467250	-28.396750	184.677600	-1078.176000
Entalpia Btu/h	1.08657E+07	-9.1036E+06	-9.0811E+06	4.34740E+06	-7.5603E+06
Entropia Btu/lbmol°R	-51.485750	-52.409310	-52.408100	-39.482890	-77.733370
Entropia Btu/lb-°R	-1.223449	-1.242298	-1.242269	-0.938230	-1.769049
Densidad lbmol/ft³	0.811157	0.797000	0.797273	0.031047	0.705559
Densidad lb/ft³	34.135520	33.623360	33.634880	1.306540	31.002790
PM promedio	42.082480	42.187400	42.187400	42.082310	43.940760

Tabla 4.1: Resultados de la simulación para la separación propano-propileno (Caso base).

Continuación.

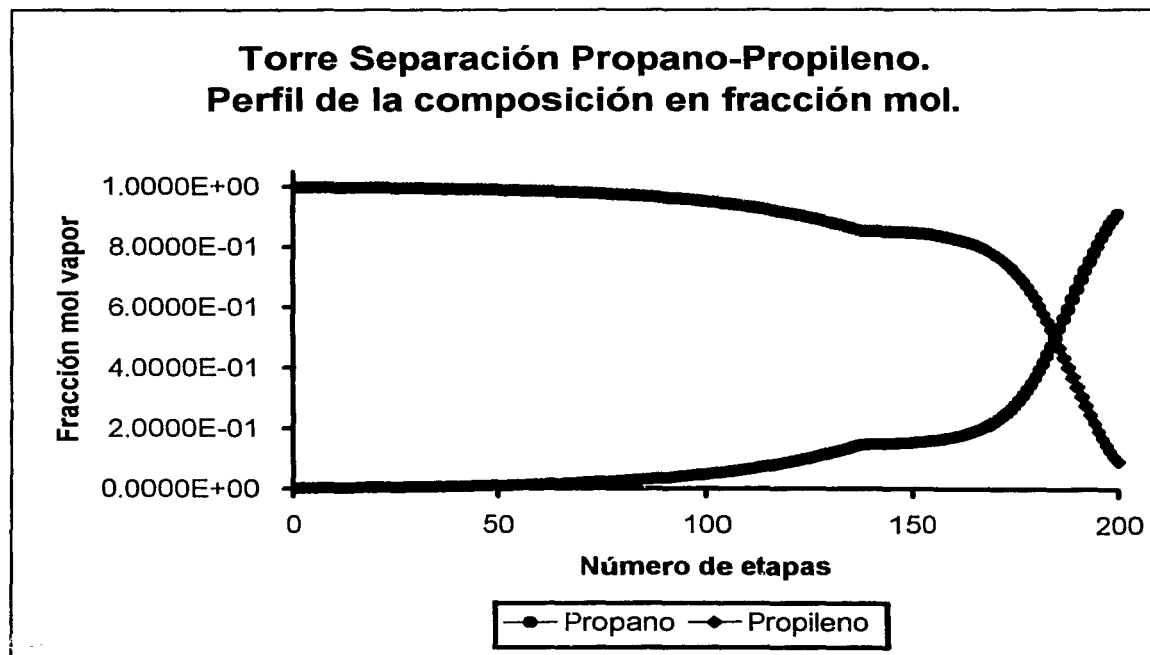
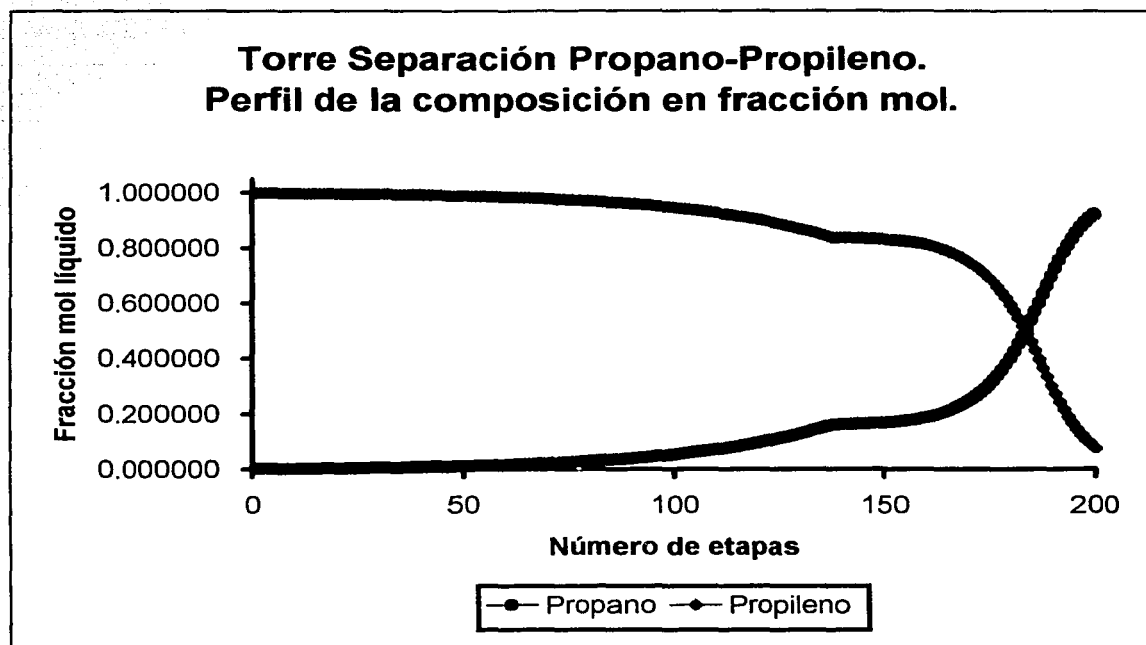


Figura 4.3: Perfiles de la separación propano-propileno.

Corriente	13			14		
	SIMUL	REAL	ERROR	SIMUL	REAL	ERROR
Fase	VAPOR	LIQUIDO	%	LIQUIDO	LIQUIDO	%
Flujo molar lbmol/h						
PROPANO	0.462129	29.7713889	0.984477402	147.250200	118.0383611	0.247477503
PROPILENO	558.929000	565.8624399	0.012252872	12.330230	6.229626229	0.979288893
Fracción mol						
PROPANO	8.26129E-04	0.049982703	0.983471702	0.922733	0.94986942	0.028568159
PROPILENO	0.999174	0.950017297	0.051742851	0.077267	0.05013058	0.541304741
Flujo másico lb/h						
PROPANO	20.378300	1309.941112	0.984443346	6493.220000	5193.687888	0.250213748
PROPILENO	2.35201E+04	23766.22248	0.010356399	518.864000	261.6443016	0.983089243
Flujo Total lbmol/h	559.391200	595.6338288	0.060847163	159.580400	124.2679873	0.284163391
Flujo Total lb/h	2.35405E+04	25076.16359	0.06124117	7012.084000	5455.33219	0.285363339
Temperatura F	66.633820	66.3	0.005034992	90.497760	78.85	0.147720482
Presión Psi	145.000000	145	0	170.000000	146.4	0.161202186

**Tabla 4.2: Comparación de los resultados de la simulación con los datos reales.  
Separación propano-propileno.**



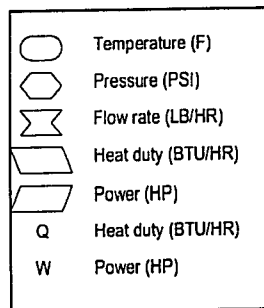
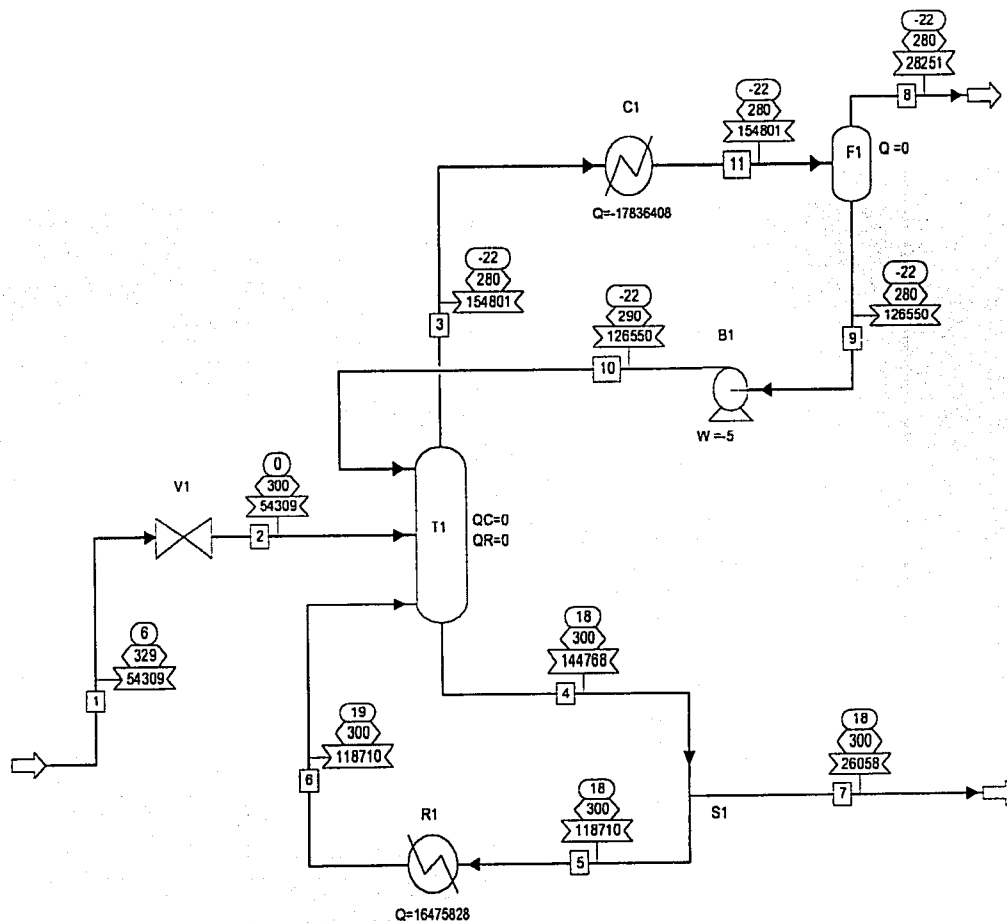


Fig. 4.4 Separación Etano-Etileno.	
Planta	Pajaritos, Ver.
Por	Isela J. Martínez Medina
Año	2002
Nota	Caso Base.



Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
De:		V1	T1	T1	S1	R1	S1	F1	F1	B1	C1
A:	V1	T1	C1	S1	R1	T1			B1	T1	F1
Fase	MEZCLA	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA
Flujo molar lbmol/h											
ETANO	801.50000	801.50000	3.57708	4450.2160	3649.1770	3649.1770	801.03890	0.46154	3.11554	3.11573	3.57708
ETILENO	1076.8000	1076.8000	5514.1760	390.39360	320.12270	320.12190	70.27084	1006.5290	4507.6470	4507.6480	5514.1760
Fracción mol											
ETANO	0.42672	0.42672	0.00065	0.91935	0.91935	0.91935	0.91935	0.00046	0.00069	0.00069	0.00065
ETILENO	0.57328	0.57328	0.99935	0.08065	0.08065	0.08065	0.08065	0.99954	0.99931	0.99931	0.99935
Flujo másico lb/h											
ETANO	24100.820	24100.820	107.56160	133816.00	109729.00	109729.00	24086.950	13.87843	93.68316	93.68887	107.56160
ETILENO	30208.290	30208.290	154693.00	10952.01	8980.65	8980.62	1971.361	28236.920	126457.00	126457.00	154693.00
Flujo Total lbmol/h	1878.300	1878.300	5517.75	4840.61	3969.30	3969.30	871.30970	1006.9900	4510.763	4510.764	5517.753
Flujo Total lb/h	54309.110	54309.110	154801.00	144768.00	118710.00	118710.00	26058.310	28250.790	126550.00	126550.00	154801.00
Flujo Total bb/día	61643.770	69199.960	289268.00	23361.280	19156.250	206657.00	4205.030	52790.040	19148.34	19141.770	71938.370
Temperatura F	6.00000	-0.30173	-22.33105	17.54863	17.54863	18.56040	17.54863	-22.34031	-22.34031	-22.14832	-22.34030
Presión Psi	329.00000	300.00000	280.00000	300.00000	300.00000	300.00000	300.00000	280.00000	280.00000	290.00000	280.00000
Frac Vapor	0.69198	0.70271	1.00000	0.00000	0.00000	1.00000	0.00000	1.00000	0.00000	0.00000	0.18250
Frac Líquido	0.30802	0.29729	0.00000	1.00000	1.00000	0.00000	1.00000	0.00000	1.00000	1.00000	0.81750
Frac Sólido	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Entalpia Btu/lbmol	-5188.646	-5188.646	20926.960	-36931.93	-36931.93	-32781.12	-36931.93	20938.050	16970.290	16972.830	17694.410
Entalpia Btu/lb	-179.4512	-179.4512	745.92440	-1234.89	-1234.89	-1096.10	-1234.89	746.33010	604.89040	604.98090	630.70280
Entalpia Btu/h	-9745800	-9745800	1.15E+08	-1.79E+08	-1.47E+08	-1.30E+08	-32179000	21084400	76549000	76560400	97633400
Entropia Btu/lbmol°R	-35.13929	-35.04463	-21.60763	-55.86264	-55.86264	-47.17479	-55.86264	-21.60511	-30.64978	-30.64817	-28.99913
Entropia Btu/lb°R	-1.21531	-1.21203	-0.77019	-1.86788	-1.86788	-1.57738	-1.86788	-0.77011	-1.09248	-1.09243	-1.03365
Densidad lbmol/ft³	0.13025	0.11603	0.08154	0.88572	0.88572	0.08210	0.88572	0.08154	1.00696	1.00731	0.32787
Densidad lb/ft³	3.76597	3.35475	2.28753	26.48932	26.48932	2.45545	26.48932	2.28756	28.25044	28.26013	9.19828
PM promedio	28.91397	28.91397	28.05507	29.90706	29.90706	29.90706	29.90706	28.05468	28.05515	28.05515	28.05507

Tabla 4.3: Resultados de la simulación separación etano-etileno (Caso Base).

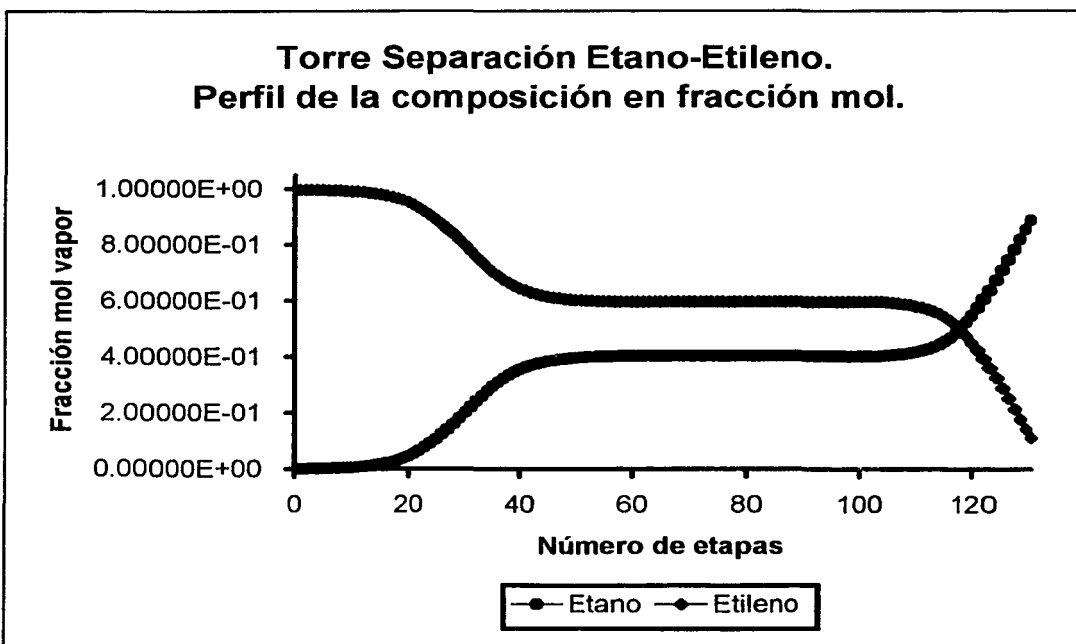
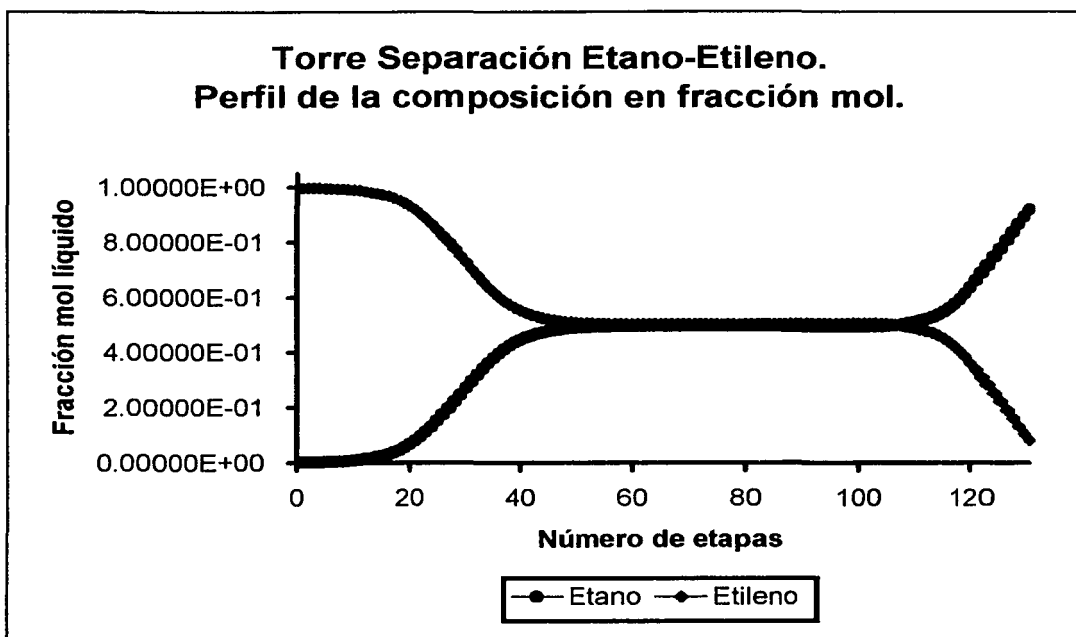


Figura 4.5: Perfiles de la separación etano-etileno.

Corriente	8			7		
	SIMUL	REAL	ERROR	SIMUL	REAL	ERROR
Fase	VAPOR	VAPOR	%	LIQUIDO	LIQUIDO	%
Flujo molar lbmol/h						
ETANO	0.46154	0.5	0.0769138	801.03890	801	4.85643E-05
ETILENO	1006.52900	1048.1	0.0396632	70.27084	7	9.038691429
Fracción mol						
ETANO	0.00046	0.000476826	0.038771449	0.91935	0.991336634	0.072615428
ETILENO	0.99954	0.999523174	1.8435E-05	0.08065	0.008663366	8.309268114
Flujo másico lb/h						
ETANO	13.87843	15	0.074771333	24086.95000	24085	8.09633E-05
ETILENO	28236.92000	29400	0.039560544	1971.36100	196	9.057964286
Flujo Total lbmol/h	1006.99000	1048.6	0.03968148	871.30970	808	0.078353589
Flujo Total lb/h	28250.79000	29415	0.039578786	26058.31000	24281	0.073197562
Temperatura F	-22.34031	-21	0.063824286	17.54863	21	0.164350952
Presión Psi	280.00000	250	0.12	300.00000	300	0

**Tabla 4.4: Comparación de los resultados de la simulación con los datos reales.  
Separación etano-etileno.**

**A.- DESTILACION.**

La destilación es un proceso de separación que se basa en el aprovechamiento de la diferencia de los puntos de ebullición de los componentes a separar. Al calentar una mezcla líquida de dos o más materiales volátiles, se evapora primero el componente de menor punto de ebullición y se establece un equilibrio entre las dos fases. De manera inversa, si se enfría un vapor multicomponente, el compuesto de mayor punto de ebullición se condensa en mayor proporción que el de menor punto de ebullición.

Si se pone en contacto un vapor con un líquido cuya concentración de componentes más volátiles es mayor que la del líquido en equilibrio con ese mismo vapor, éste tenderá a establecer el equilibrio mediante la condensación de los componentes menos volátiles y la evaporación de los más ligeros. Si se repite esta operación con vapor y líquido a contracorriente durante muchas etapas de equilibrio, el vapor se irá enriqueciendo de los componentes más volátiles mientras que el líquido lo hará de los compuestos menos volátiles, hasta alcanzar una concentración determinada.

Estas operaciones se llevan a cabo industrialmente en las columnas de destilación. Como el proceso consiste en poner en contacto vapor con líquido y a la columna no entra más que la alimentación (normalmente como líquido), el vapor se genera evaporando parte del producto del fondo, y el líquido retornando parte de la corriente del domo, que son las mezclas más pobres y más ricas en los componentes más volátiles respectivamente. Una columna de destilación consta entonces de un destilador o rehervidor donde se evapora parte del producto del fondo, un condensador donde se obtiene el destilado, parte del cual se retorna a la columna como reflujo, y una serie de platos o etapas con empaques, donde se ponen en contacto el vapor y el líquido, en uno de los cuales se alimenta la mezcla por rectificar.

En la industria química y petroquímica, la destilación es por mucho el método más usado para separar mezclas y en muchas plantas las columnas de destilación consumen un gran porcentaje de energía. En las plantas con columnas de destilación convencionales, la mayor parte de energía es requerida para el funcionamiento del rehervidor y el 95% de ésta se pierde en el medio de enfriamiento del condensador. Durante décadas los ingenieros han tratado de reducir el consumo de energía requerido por una columna de destilación, ya que desde los años cincuentas se sabe que la energía teórica requerida para estos sistemas es un pequeño porcentaje del consumo actual.

La posibilidad de ahorro de energía sin modificar la estructura de un proceso es mínima, modificar las condiciones de operación puede provocar una disminución máxima de un 10% en el

consumo de energía; aproximadamente el mismo porcentaje resultaría de implementar un sistema de control adecuado y en muchos casos estas medidas ya han sido tomadas. Solamente mediante modificaciones del proceso, como la recuperación del calor extraído al destilado en el condensador, se logra una alta recuperación de la energía requerida. Esto puede realizarse de dos maneras distintas:

1.- Con **columnas acopladas**, donde el calor disponible en el domo de una columna se utiliza como medio de calentamiento en otra columna. La energía total de entrada al proceso es inversamente proporcional al número de columnas acopladas; por ejemplo, acoplando dos columnas en serie se puede ahorrar hasta un 50% del consumo de energía. En sistemas de separación a temperaturas altas, el calor del destilado puede ser utilizado en la producción de vapor. Este sistema presenta la desventaja de que al estar acopladas las columnas, si alguna tiene que parar, todas lo tienen que hacer, además de que existen ciertas restricciones de temperatura en algunas corrientes, que por sus propiedades podrían polimerizarse o descomponerse a temperaturas mayores, o cristalizarse a temperaturas menores.

2.- Con **bombas de calor**. Mediante circuitos auxiliares, recompresión del vapor del domo o del producto del fondo previamente expandido, se transfiere el calor extraído en el domo al fondo de la columna. Con este sistema la energía ahorrada es muy grande ya que además de reutilizarla en la misma torre, el sistema de refrigeración permite operar la torre a una presión menor, lo cual favorece la separación disminuyendo indirectamente la energía requerida en el rehervidor.

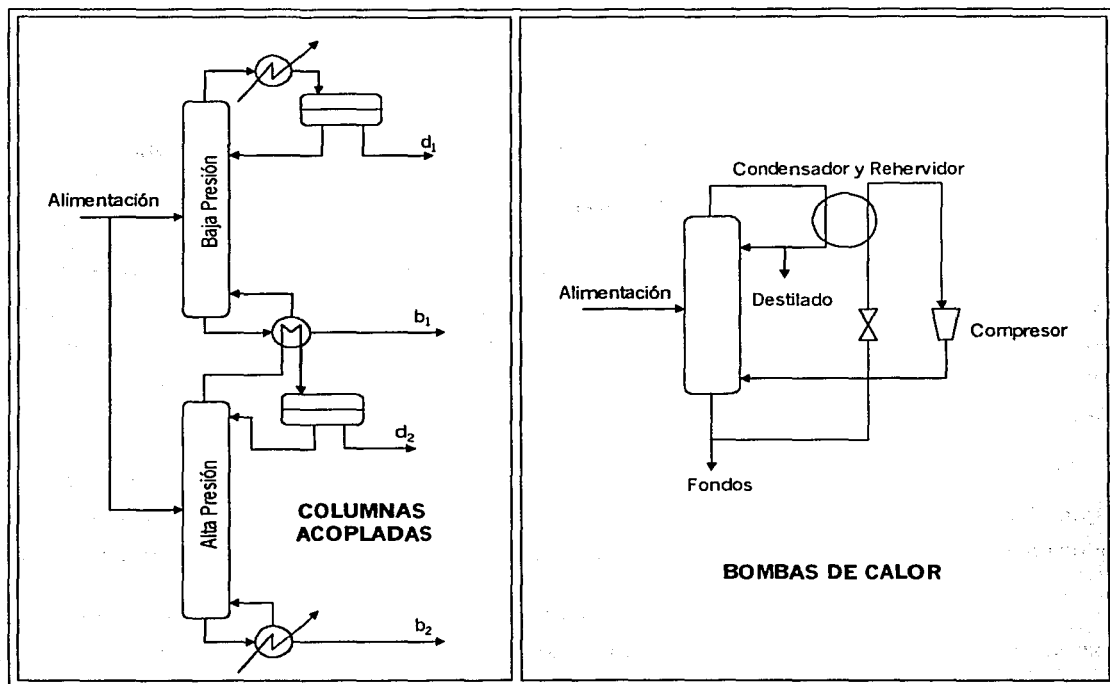
La torre separadora de propano y propileno es un sistema apto para la aplicación de bombas de calor ya que cualquiera de estos productos puede ser utilizado como refrigerante y la diferencia entre los puntos de ebullición de ambos es muy poca, lo cual garantiza que el ciclo de refrigeración trabaja en un rango pequeño de temperaturas, haciendo energéticamente viable esta opción. En la figura 5.1 se representan éste tipo de modificaciones.

## **B.- COLUMNAS DE DESTILACION CON BOMBAS DE CALOR**

La teoría sobre bombas de calor se conoce desde hace mucho tiempo; incluso en los años treinta, durante la depresión en Estados Unidos se instalaron columnas de destilación con este sistema; pero hasta hace pocos años, debido a los incrementos sustanciales en los costos de los energéticos y a la evolución en el diseño de compresores (componente clave en las bombas de calor), se justifica el implemento de bombas de calor para un uso eficiente de energía.

Una bomba de calor es por definición un dispositivo termodinámico utilizado para mover calor de una región de baja temperatura a una región de mayor temperatura; la dirección del flujo de calor es opuesta a la dirección establecida por la segunda ley de la termodinámica, por lo tanto se debe suministrar energía externa. Sin embargo, el calor neto de salida de la bomba de calor es igual a la suma

de la energía de entrada más la energía transportada, siendo en muchos casos desde una hasta tres veces mayor que la que se suministra.



**Figura 5.1: Columnas acopladas y bombas de calor.**

En términos generales se puede decir que para que una bomba de calor sea justificable en una columna de destilación, se requiere cumplir con los siguientes puntos:

- Las temperaturas de ebullición del producto del fondo y del destilado deben ser cercanas.
- La carga del rehervidor, en operación convencional, debe ser mayor que 7 MMBTU/h.
- El incremento de temperatura al comprimir el vapor debe ser menor que 108 °F (60 °C).
- No debe de existir una fuente de calor que se pueda utilizar gratuitamente en el rehervidor, por ejemplo un calor desperdiciado.

Obteniendo como beneficio de su aplicación:

- Una notable disminución en los gastos de operación.
- Requerimientos bajos o nulos de agua de enfriamiento y/o vapor.

-Torres con menor número de etapas de equilibrio, o disminución de reflujo y/o obtención de mayor pureza en el destilado para torres ya existentes.

-Disminución en la emisión de partículas contaminantes normalmente asociadas al rehervidor.

Existen muchos tipos de bombas de calor para diversas aplicaciones; en el caso de columnas de destilación sólo algunos tipos son aplicables y éstos se resumen a grandes rasgos a continuación. A partir de ahora se usará el término de bomba de calor para referirnos al conjunto del dispositivo termodinámico y la columna de destilación, ya que es así como se le llama comúnmente.

### **1) Bomba de calor con circuito auxiliar**

Las bombas de calor con circuito auxiliar son usadas cuando los productos de fondo y destilado no son adecuados para compresión, por lo que es necesario utilizar un refrigerante como medio de transferencia de calor. Desafortunadamente los refrigerantes pueden ser utilizados solo hasta una temperatura de alrededor de 266 °F (130 °C) y en los últimos años se ha prohibido cada vez más el uso de muchos de ellos ya que son productos altamente contaminantes.

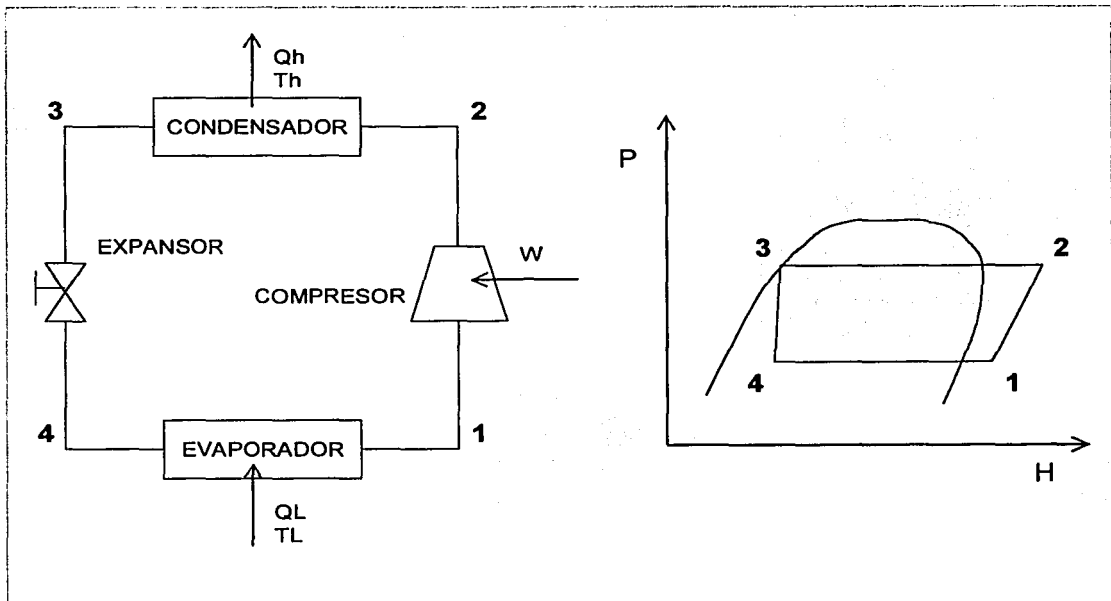
La bomba de calor con circuito externo opera con un ciclo termodinámico (mostrado en la figura 5.2) idéntico a un ciclo de refrigeración convencional, solamente difiere en que el propósito principal de este es transferir calor dentro de un sistema delimitado, en lugar de extraerlo del mismo.

Este ciclo consiste en cuatro operaciones básicas: evaporación, compresión, condensación y expansión. El compresor toma el refrigerante en forma de vapor sobrecalentado a baja presión y temperatura (paso1) y lo comprime a una temperatura y presión mayores (paso2). El gas con estas condiciones pasa por el condensador, donde cede el calor a la región de alta temperatura<sup>1</sup>, cambiando de vapor a líquido a alta presión. El refrigerante sale del condensador como líquido subenfriado (paso3) para pasar a través de un dispositivo expansor donde pierde presión y temperatura, de forma que el refrigerante puede entrar al evaporador donde toma calor de la región de baja temperatura, evaporándose totalmente para iniciar de nuevo el ciclo.

---

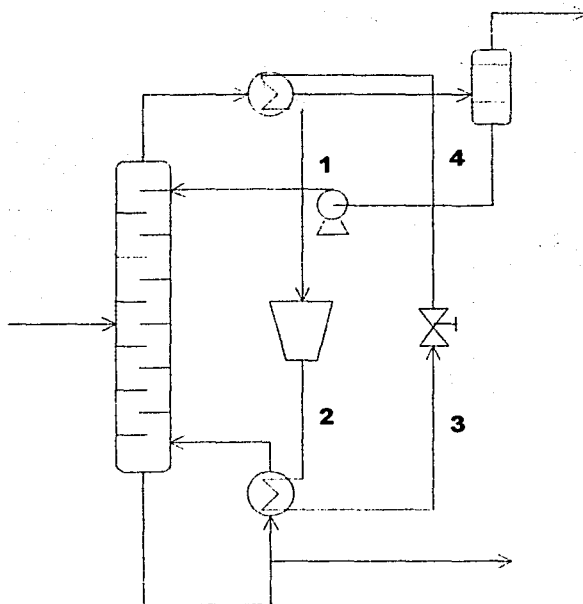
<sup>1</sup>La región de alta temperatura se refiere al sistema global (torre de destilación), no significa que se transfiere calor de una zona de menor temperatura a otra de mayor, lo que violaría la segunda ley de la termodinámica. La región de alta temperatura, en una columna de destilación, es el fondo de la torre, mientras que la de baja es el domo.





**Figura 5.2: Ciclo termodinámico de refrigeración.**

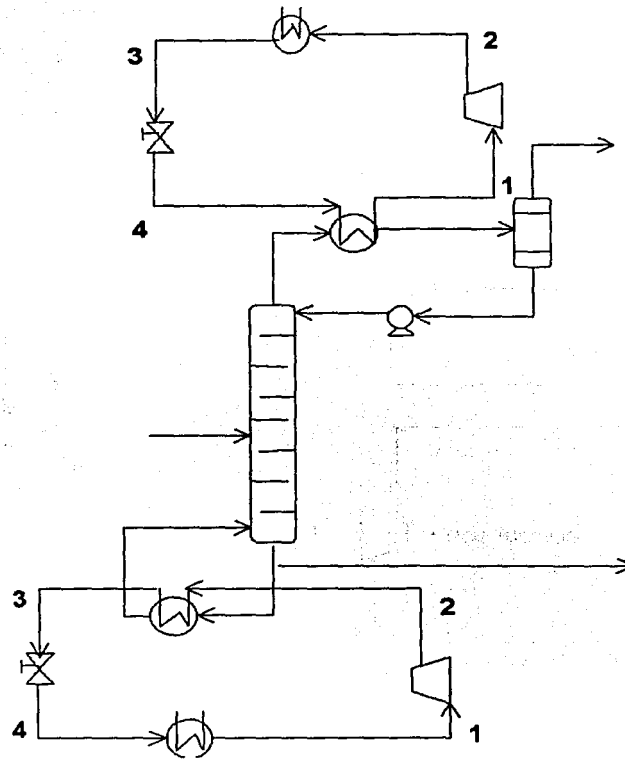
Una vez expuesto el ciclo termodinámico que realiza la bomba de calor, es sencillo entender cómo funciona ésta en una columna de destilación. El condensador del ciclo de refrigeración equivale al evaporador o rehervidor de la torre, donde el sistema de alta temperatura sería el producto del fondo, el cual se evapora con el calor liberado por la condensación del refrigerante. El evaporador del ciclo de refrigeración equivale entonces al condensador de la torre, siendo el producto del domo el sistema de baja temperatura, el cual se condensa totalmente con el calor que cede para que el refrigerante se evapore. El compresor y el dispositivo expansor (en este caso una válvula) cumplen la misma función, quedando la torre como se muestra en la figura 5.3.



**Figura 5.3: Bomba de calor con circuito auxiliar.**

Para nuestra propuesta, se emplea el mismo tipo de ciclo pero se propone un ciclo externo para cada parte de la torre, un ciclo para el domo y otro separado del anterior e igualmente cerrado para el fondo de la torre. Aquí, el condensador de la torre es el evaporador del ciclo en cada uno de los ciclos por separado, al igual que el rehidrador, que opera como el condensador de cada uno de los ciclos. Como medio refrigerante, en el domo se opera con propileno ya que es el de mayor cantidad en la corriente y en el fondo se opera con propano; al igual en la otra torre se ocupa etano en el fondo y etileno en el domo.

Para el ciclo de una etapa, se emplea el mismo tipo de estructura que el ciclo anterior, pero para los ciclos de dos y tres etapas, el esquema cambia, agregándose al ciclo tanques de separación flash para cada una de las etapas. El funcionamiento original es el mismo, nada más que está dividido en dos y en tres. En total son dos ciclos termodinámicos aplicados a cada parte de la torre, de una, dos y tres etapas, siendo la última la propuesta más viable. En la figura 5.4 se muestra como se incorpora el ciclo de una etapa a la torre de destilación.



**Figura 5.4: Ciclo termodinámico de refrigeración de una etapa.**

En las figuras 5.5 y 5.6 se muestran los diagramas de cómo funcionan el ciclo dos etapas y cómo se incorpora a la torre de destilación, y más adelante, el ciclo de tres etapas en la figura 5.7 y su respectivo diagrama de flujo en la figura 5.8.

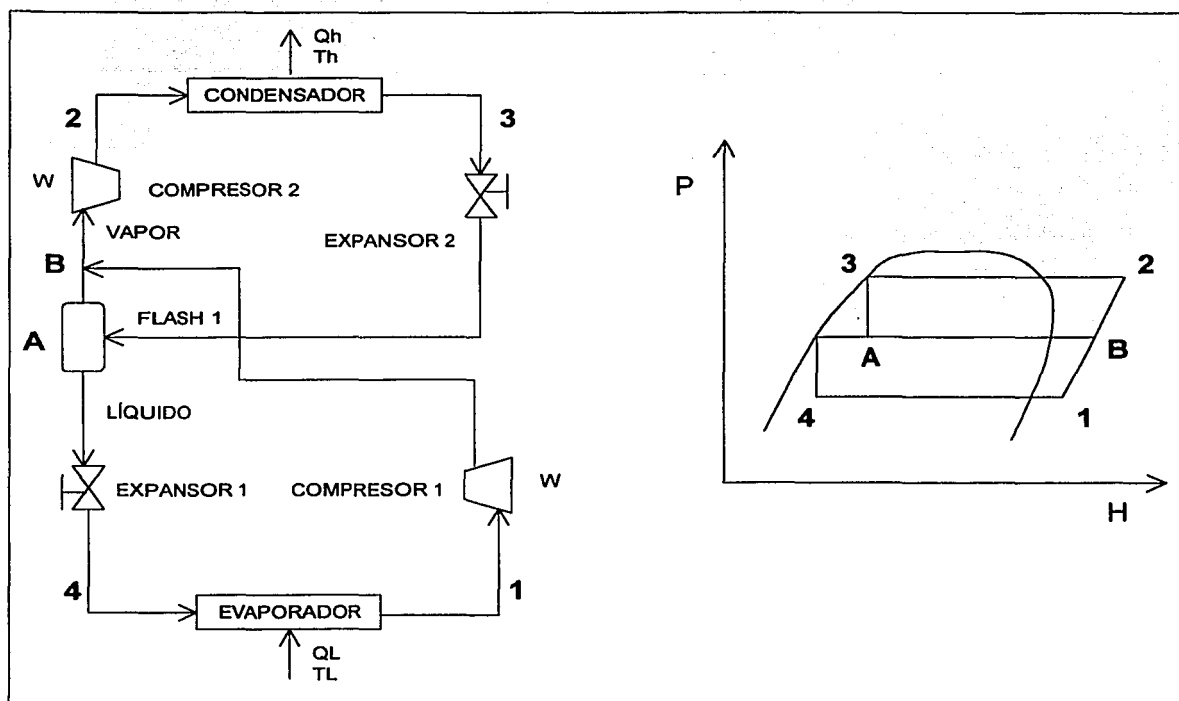


Figura 5.5: Ciclo termodinámico de refrigeración de dos etapas.

Para el diagrama del ciclo de dos etapas, además de que se ocupa el mismo flujo proveniente de la torre como refrigerante y como líquido de condensado para cada uno de los respectivos condensadores y evaporadores para cada ciclo en el domo y en el fondo, se necesita ocupar en los intercambiadores que están en las orillas otro tipo de líquido refrigerante y para el condensado, en éstos casos se ocupa agua de enfriamiento como refrigerante y vapor para el condensado.

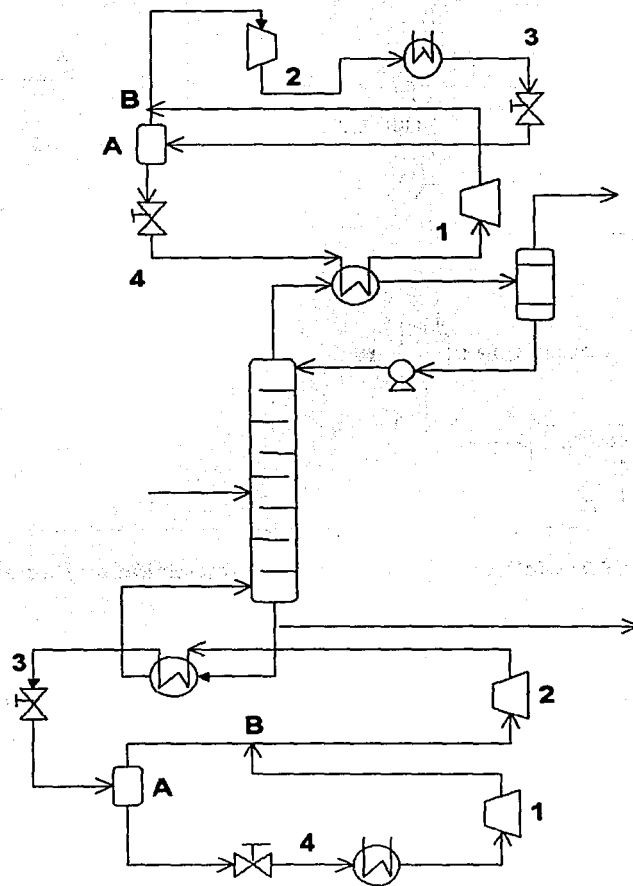


Figura 5.6.

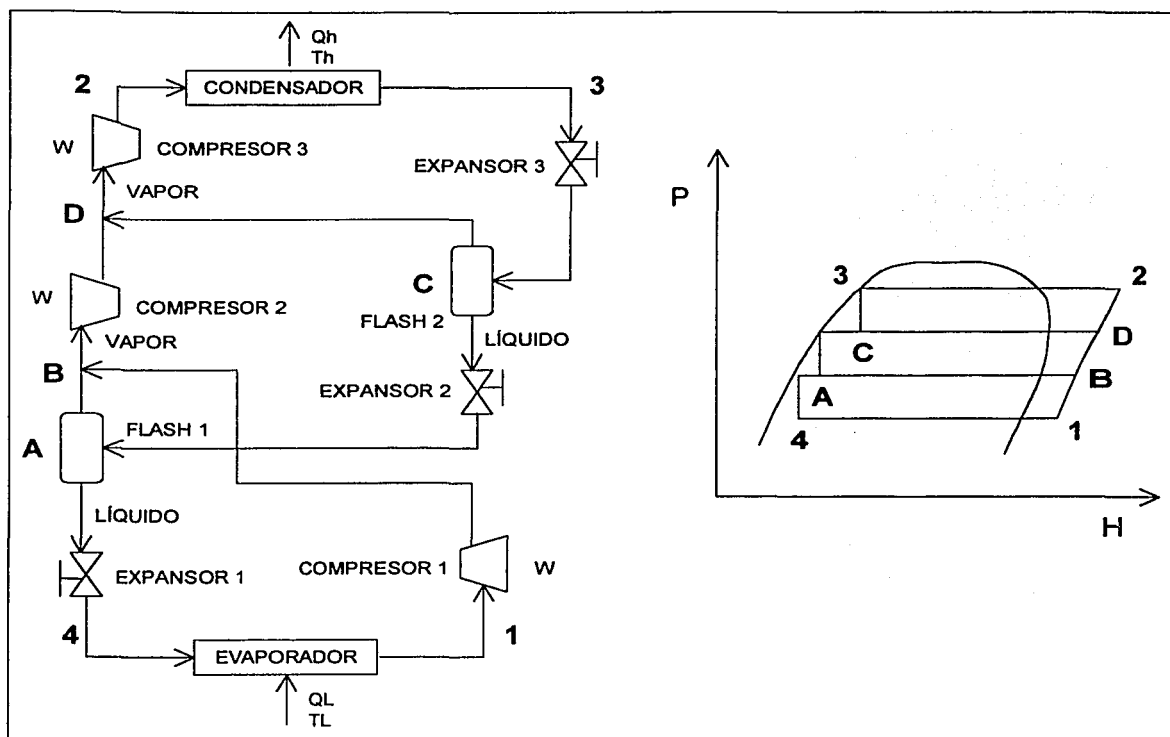


Figura 5.7: Ciclo termodinámico de refrigeración de dos etapas.

Para el diagrama de tres etapas se utilizan también agua de enfriamiento y vapor para el condensado. A este último tipo de ciclo se le realiza un análisis más a fondo de su estructura en el análisis térmico que se presenta más adelante.

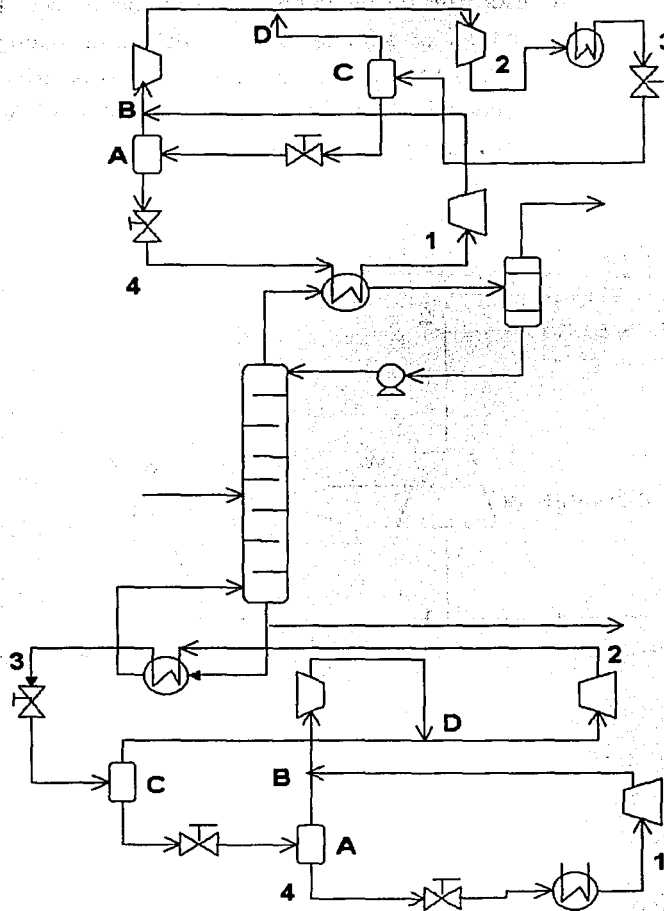


Figura 5.8.

## 2) Bomba de calor con recomposición de vapores

Cuando el producto del domo de la torre se puede comprimir, es factible utilizarlo como el medio de transferencia de calor, lo cual representa muchas ventajas, ya que siempre se dispone de refrigerante dentro del sistema y la función del rehervidor y el condensador se hace en un solo equipo. Es por estas razones principalmente que este sistema es mucho más adecuado que el de circuito auxiliar, pero desafortunadamente muchos de los productos que son factibles de compresión tienen limitaciones prácticas, tales como polimerización, descomposición o corrosión.

En la bomba de calor con recompresión de vapores, se rompe el ciclo termodinámico de refrigeración y se incluye a la columna en el sistema, ya que ésta proporciona directamente el refrigerante en forma de vapor y recibe la parte correspondiente al reflujo en forma de líquido. Las operaciones básicas de compresión, condensación y expansión se conservan y la operación de evaporación la cubre la torre, generando el vapor en forma continua (figura 5.9).

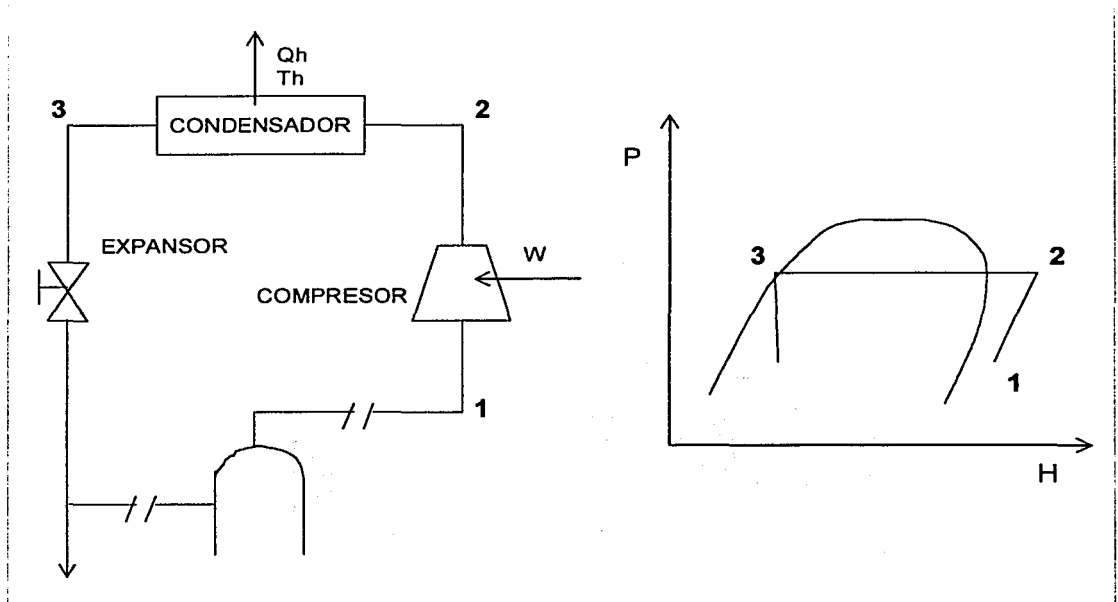
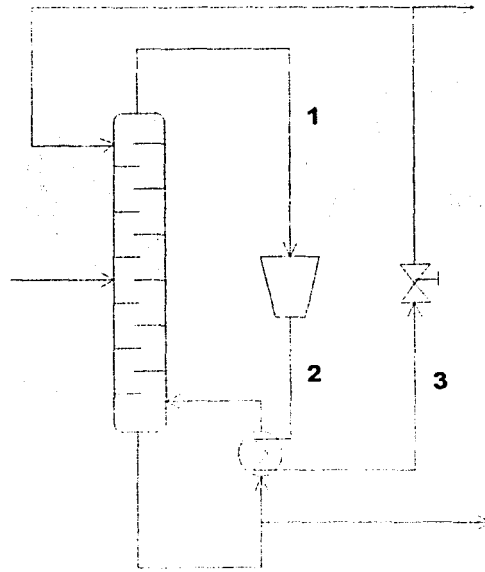


Figura 5.9.

El producto del domo entra al compresor en forma de vapor a baja presión y temperatura (paso1) en donde aumentan estas dos propiedades (paso2). El vapor a alta presión y temperatura pasa por el condensador en el que cede el calor al sistema de alta temperatura (fondo de la torre), cambiando de vapor a líquido de alta presión. El refrigerante sale del condensador como líquido subenfriado (paso3) para entrar al dispositivo expansor de donde sale a la presión y temperatura adecuada para entrar a la torre como reflujo después de pasar por un divisor de corrientes donde se obtiene la parte correspondiente al destilado.



En este esquema, al ser el producto del domo el que calienta la corriente que proviene del fondo, el condensador hace a la vez las funciones de rehervidor y condensador de la torre, el compresor y la válvula expansoras funcionan de la misma manera que en el ciclo de refrigeración externo, quedando el sistema como se muestra en la figura 5.10.



**Figura 5.10: Bomba de calor con recompresión de vapores.**

### **3) Bomba de calor con expansión de líquido**

Cuando el producto del fondo es más factible de compresión que el producto del domo (o es el único factible), es posible utilizarlo como el medio de transferencia de calor, lo cual representa las mismas ventajas que se mencionaron para el caso de recompresión de vapores (disposición de refrigerante y rehervidor-condensador) quedando un sistema mucho más ventajoso que el de circuito auxiliar, pero de igual forma que en la recompresión de vapores muchos de los productos factibles de compresión tienen limitaciones prácticas (polimerización, descomposición, corrosión, etc.).

En la bomba de calor con expansión de líquido, se rompe el ciclo termodinámico de refrigeración y se incluye a la columna en el sistema, en este caso la columna proporciona el producto

del fondo para ser usado como el refrigerante en forma de líquido y lo recibe en forma de vapor. Las operaciones básicas de compresión evaporación y expansión se conservan, y la columna toma el lugar de la etapa de condensación del refrigerante, generando el líquido en forma continua (figura 5.11).

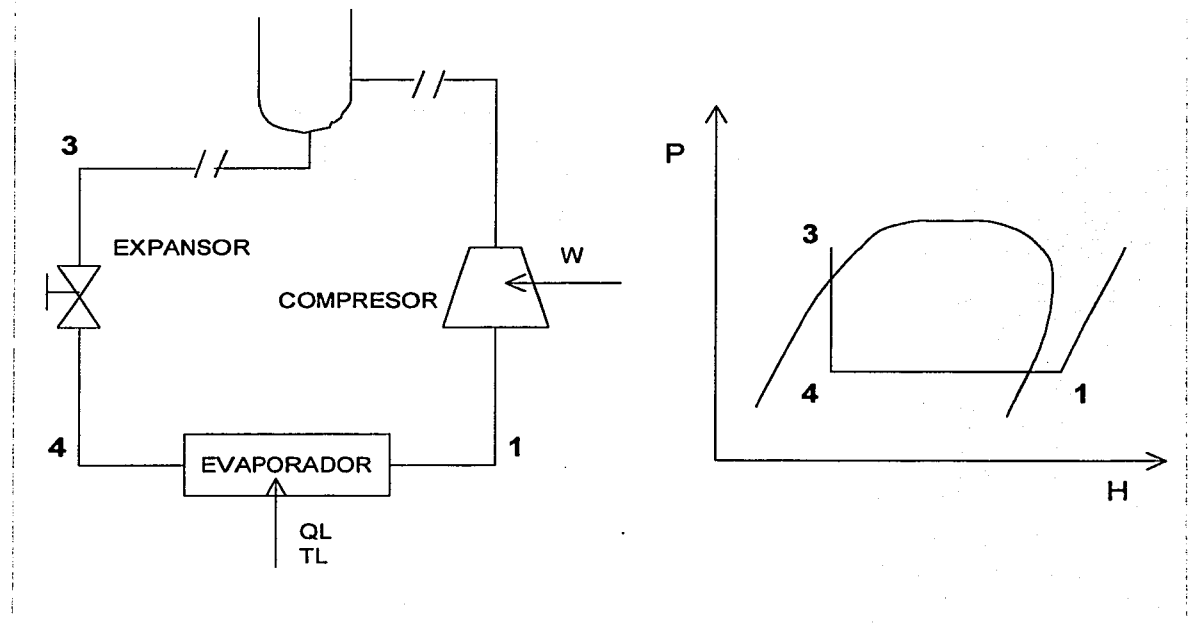
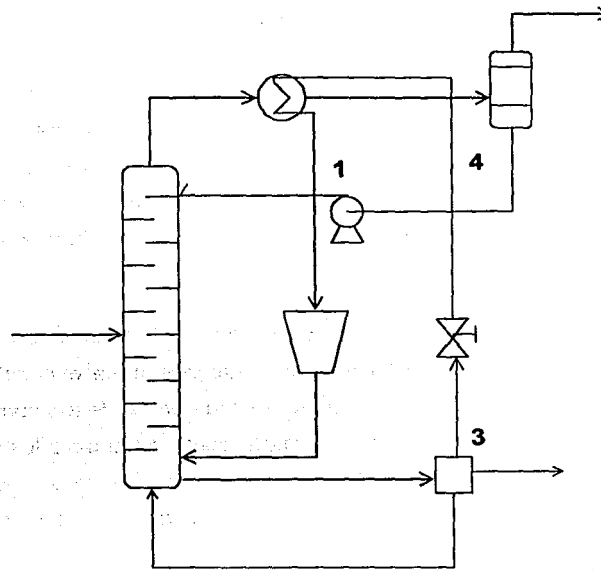


Figura 5.11.

En este sistema se comienza con el líquido proveniente de los fondos (paso3) que entra al dispositivo expansor de donde sale a la presión y temperatura adecuadas para entrar al evaporador (paso4) donde toma calor de la región de baja temperatura (producto del domo) evaporándose totalmente. El refrigerante (producto del fondo) entra al compresor en forma de vapor a baja presión y temperatura (paso1) donde se comprime a la presión y temperatura adecuadas para alimentarla al fondo de la columna.

En este esquema, al ser el refrigerante el producto del fondo, el evaporador hace a la vez las funciones de rehervidor y condensador de la torre, el compresor y la válvula expansoras funcionan de la misma manera que en el ciclo de refrigeración, quedando el sistema como se muestra en la figura 5.12.



**Figura 5.12: Bomba de calor con expansión del producto del fondo.**

### C. CONSIDERACIONES GENERALES DE LA SIMULACIÓN.

Se proponen los tres tipos de modificación, comenzando con el ciclo de refrigeración, el cual se hace en dos partes, por lo que en realidad son dos ciclos, uno aplicado al domo y otro al fondo. Las siguientes modificaciones son las dos bombas de calor. Las propuestas de mejoramiento se aplican tanto a la torre de separación de propano-propileno de la Planta Catalítica de Tula como a la torre de separación de etano-etileno del Complejo Petroquímico de Pajaritos, que están enfocadas a la adaptación de dos ciclos y unas bombas de calor a las columnas ya existentes. Es posible comprimir las corrientes utilizadas sin que exista el peligro de descomposición de alguno de sus componentes, lo que permite plantear cualquiera de los dos sistemas de bombas de calor planteados al final de la sección anterior.

Las propuestas parten de la base de mantener la columna existente en las plantas, lo que provoca cambios en las condiciones de operación para alcanzar la pureza deseada del destilado. Al utilizar las corrientes de proceso como medios de transferencia de calor, es posible operar la columna a una presión mucho menor que si se utiliza agua de enfriamiento. Al manejar presiones más bajas, se favorece la separación de los componentes y por lo tanto se puede utilizar menor reflujo de destilado.

Esto es lo que se aplica a la torre de separación de propano-propileno, ya que en la sección anterior de la simulación, se muestran los resultados para la simulación de la torre cuando está dividida en dos y tiene 200 platos en total. Al construir las gráficas correspondientes a los perfiles de la torre, se observa que se puede disminuir el número de platos a la torre para aprovechar más cómo se desarrolla la separación y para poder disminuir la presión de operación de la torre, lo que da como resultado una torre más pequeña a la que se le puede adaptar mejor las diferentes propuestas. Al final, la torre a la cual se le realizan las modificaciones tiene 115 etapas, lo que nos da una disminución de 85 etapas en la torre original.

Para el ciclo termodinámico se realizó primero una simulación del ciclo antes de adaptarlo a las torres para tener un estimado de las condiciones a las cuales se especificaría en las torres. Una vez adaptado, se modificaron las condiciones para obtener la pureza de los componentes. Primero se realizó la simulación para el ciclo de una etapa para tomarlo como base para los dos siguientes; en el ciclo de dos etapas, se toman los mismos datos nada más que distribuidos en dos partes, ya que el ciclo es como el primero pero partido en dos y para el ciclo de tres etapas, es como dividir en tres el ciclo original.

Para la torre de separación etano-etileno, se hizo una aproximación del flujo de refrigerante conforme se aumentaba el número de etapas en cada ciclo para alcanzar la separación óptima de los dos componentes. Más adelante se realiza un análisis más a fondo de las propuestas y de los ciclos para cada una de las torres mediante fundamentos termodinámicos.

En la bibliografía no existe ninguna metodología para fijar las presiones de las bombas de calor, por lo que se tuvieron que realizar varias corridas en el simulador. De manera general, la presión en una bomba de calor la determina la carga del intercambiador de calor, en este caso el condensador-rehervidor. Para el caso de la bomba de calor con expansión del líquido del fondo, la corriente del domo se condensa totalmente cediendo el calor a la corriente expandida del fondo; por lo anterior, la presión debe ser tal que la corriente del fondo pueda aceptar todo este calor sin que se crucen las temperaturas en el intercambiador de calor; esto quiere decir que la corriente del fondo debe tener la posibilidad de expandirse lo suficiente como para ser un buen fluido refrigerante.

En el caso de la bomba de calor con recompresión de vapores, la presión está determinada por el grado de compresión necesario para que la corriente del fondo pueda ser evaporada con la corriente del domo, de manera que ésta se acerque lo más posible a su punto de saturación para pasar por la válvula, después de la cual debe quedar con las condiciones necesarias para volverse a alimentar a la torre. Las condiciones generales que se utilizaron para la simulación de las bombas de calor son las que se conocen como convencionales: por ejemplo, se tomó un acercamiento máximo de 10°F en los intercambiadores de calor y una caída de presión en los mismos de 5 psia para los dos fluidos. Es importante mencionar que con el uso de tecnología moderna se puede alcanzar un mayor aprovechamiento de la energía; un ejemplo lo constituye el posible uso de intercambiadores de calor con

superficie porosa en el condensador-rehervidor, lo que permite tener acercamientos de hasta 2°F. A menor acercamiento, menor es la potencia requerida en el compresor con su consecuente disminución en los gastos de operación, pero el área del condensador/rehervidor aumenta considerablemente a medida que disminuye el acercamiento. Este es un factor a considerar, debido a la gran cantidad de área necesaria para intercambiar el calor. El sistema debe manejar cargas térmicas grandes y tiene coeficientes de transferencia de calor chicos. Las propuestas se simularon con ASPEN-Plus.

#### **D.- RESULTADOS DE LA SIMULACION**

##### **Bomba de calor con circuito auxiliar.**

Este ciclo se realizó en dos partes: una aplicado al domo y otra al fondo. Gracias a la simulación se observa que al aumentar el número de etapas en los ciclos se disminuye el trabajo perdido de las bombas, lo que permite trabajar a menor presión, además de que existe la disminución de los costos en los servicios del proceso. Esto se observa mejor en el ciclo de tres etapas, ya que la disminución en el trabajo perdido es más notoria que en el anterior, por lo que éste ciclo es la opción más viable de las tres (Tabla 5.1 para la separación propano-propileno y Tabla 5.2 para la separación etano-etileno).

Como se observa en la tabla, si se utiliza un ciclo de tres etapas en vez de una, se observa un ahorro en el trabajo de los compresores, ya que si sumamos el trabajo de los tres compresores en el ciclo de tres etapas, el trabajo es menor que si sólo ocupáramos un solo compresor, lo que muestra el ahorro en los costos al utilizar un ciclo de más etapas. Al igual en los intercambiadores, hay una disminución en la carga, dándonos un ahorro adicional en los servicios que necesitarían éstos intercambiadores.

Se utilizó el mismo procedimiento para la separación etano-etileno donde sólo se observa el mismo comportamiento que en la separación anterior en los dos primeros ciclos, ya que en el tercer ciclo, se aumentó el flujo de refrigerante para garantizar la pureza de los componentes, lo que provocó un aumento en la carga de los intercambiadores y un aumento en el trabajo de los compresores. A continuación, se muestra la tabla correspondiente a ésta separación.

Gracias al análisis termodinámico, se observa con mayor detalle el resultado de plantear éste tipo de ciclos a las torres correspondientes. Los esquemas de los diferentes ciclos se encuentran en las figuras 5.12, 5.13, 5.14 para la separación propano-propileno y 5.17, 5.18 y 5.19 para la separación etano-etileno, así como las tablas de los resultados de la simulación.

Equipo.	Ciclo de una etapa.	Ciclo de dos etapas.	Ciclo de tres etapas.
	Q (Btu/h)	Q (Btu/h)	Q (Btu/h)
CONDSR	-37545168		
CONDSR1	38484760	-36040300	-36037672
CONDSR2		37355328	37359588
EVAPTR	35583292		
EVAPTR1	35594736	34459388	34463648
EVAPTR2		34785460	34766028
	W (HP)	W (HP)	W (HP)
COMPR	-771		
COMPR1	-1136	-322	-216
COMPR2		-300	-206
COMPR3		-526	-197
COMPR4		-484	-379
COMPR5			-326
COMPR6			-314

Tabla 5.1. Separación propano-propileno. Comparación para los tres ciclos.

Equipo.	Ciclo de una etapa.	Ciclo de dos etapas.	Ciclo de tres etapas.
	Q (Btu/h)	Q (Btu/h)	Q (Btu/h)
CONDSR	-18502118		
CONDSR1	16401282	-18492458	-20685758
CONDSR2		16400968	18343066
EVAPTR	17740668		
EVAPTR1	15586326	17740272	19707544
EVAPTR2		15719966	17608310
	W (HP)	W (HP)	W (HP)
COMPR	-299		
COMPR1	-320	-150	-124
COMPR2		-145	-128
COMPR3		-124	-132
COMPR4		-144	-99
COMPR5			-90
COMPR6			-99

Tabla 5.2. Separación etano-etileno. Comparación para los tres ciclos.

**Bomba de calor con recompresión de vapores:**

El esquema utilizado se modificó del propuesto anteriormente, ya que ofrece mejores resultados. Para llevar este esquema a la práctica fue necesario agregar dos cambiadores de calor que garantizan la adecuada operación del proceso y dos separadores, quedando el sistema como se muestra en la figura 5.15 para la separación propano-propileno. La corriente de alimentación entra a la torre en el mismo plato de alimentación. La corriente del domo pasa a través de un compresor, el cual sobrecalienta el vapor, lo que permite que aumente la temperatura y la presión necesarias para el intercambio de calor en el condensador-rehervidor, que es un intercambiador de calor proceso a proceso. La corriente se enfría hasta el punto de saturación, con el fin de reducir el área del condensador-rehervidor, equipo en el que cede calor latente para evaporar la corriente del fondo de la torre. El siguiente paso es disminuir la temperatura y la presión de la corriente proveniente del domo para poder regresarla al domo de la torre. Aquí no fue necesario ocupar una válvula de expansión, ya que los separadores realizan ésta función.

**Bomba de calor con expansión del producto del fondo:**

La estructura propuesta se presenta en la figura 5.16 para la separación propano-propileno y 5.20 para la separación etano-etileno en la cual a la estructura original se le agregó un enfriador más para obtener mejor separación en el domo. La corriente de alimentación tiene diferentes propiedades que en el caso anterior ya que las condiciones de temperatura y presión se modificaron con el fin de obtener la composición deseada en el destilado bajo este nuevo esquema.

A continuación se describe la ruta que sigue la corriente del fondo de la fraccionadora: sale del último plato de la torre y se expande antes de pasar al intercambiador de calor (condensador-rehervidor) en el que recibe el calor que le cede la corriente del domo de la fraccionadora. La corriente sale de este equipo como vapor sobrecalentado para ser alimentada al compresor (siguiente etapa), donde alcanza la presión y temperatura suficientes para regresar al fondo de la torre. Por su parte, la corriente del domo de la torre fluye a través del condensador-rehervidor, pasando posteriormente a un tanque desde donde se bombean las partes correspondientes al producto destilado y reflujo. Aquí las condiciones a las que se obtienen las corrientes del domo y fondo cambian un poco debido al tipo de modificación. Se obtienen mejores resultados con la recompresión de domos.

Todos los resultados de las simulaciones para las dos torres de separación propano-propileno y etano-etileno se muestran a continuación y en los capítulos siguientes se plantea un análisis económico de las propuestas.

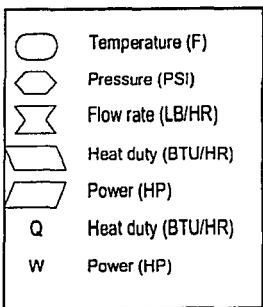
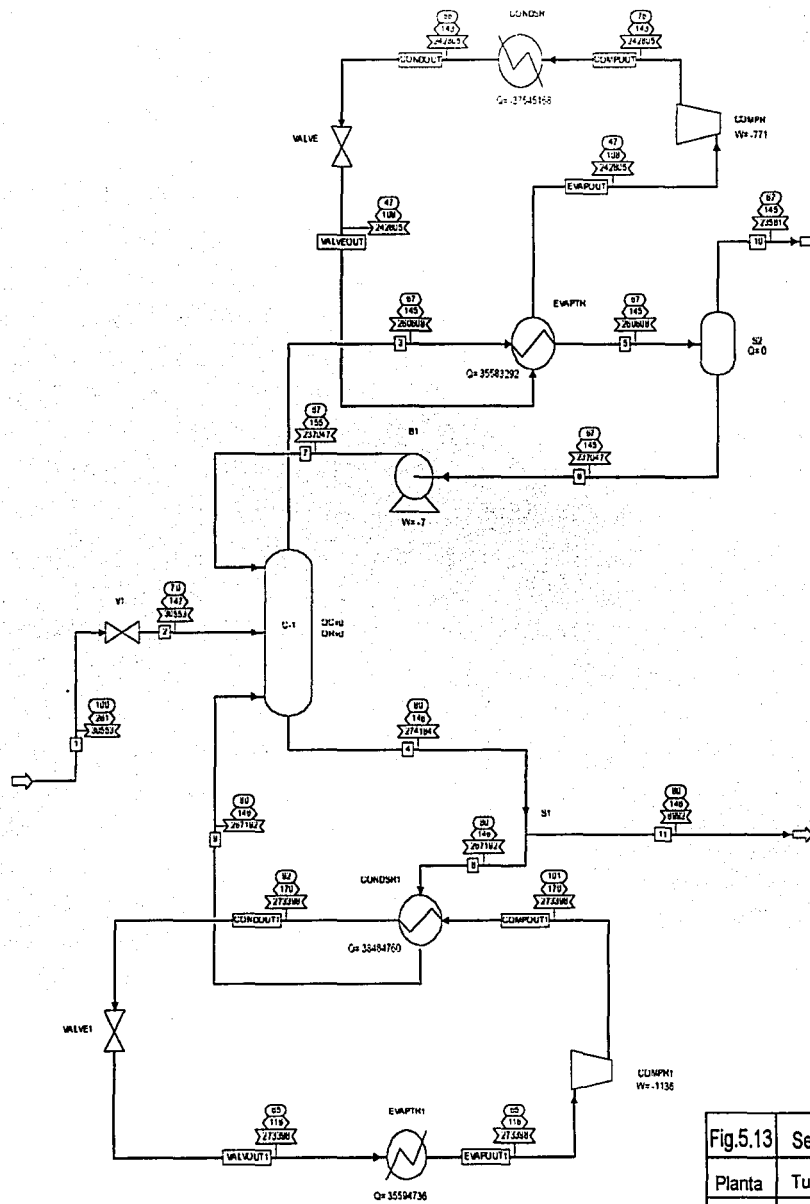


Fig.5.13 Separación Propano-Propileno.	
Planta	Tula, Hidalgo
Por	Isela J. Martinez Medina
Año	2002
Nota	Ciclo de una etapa.





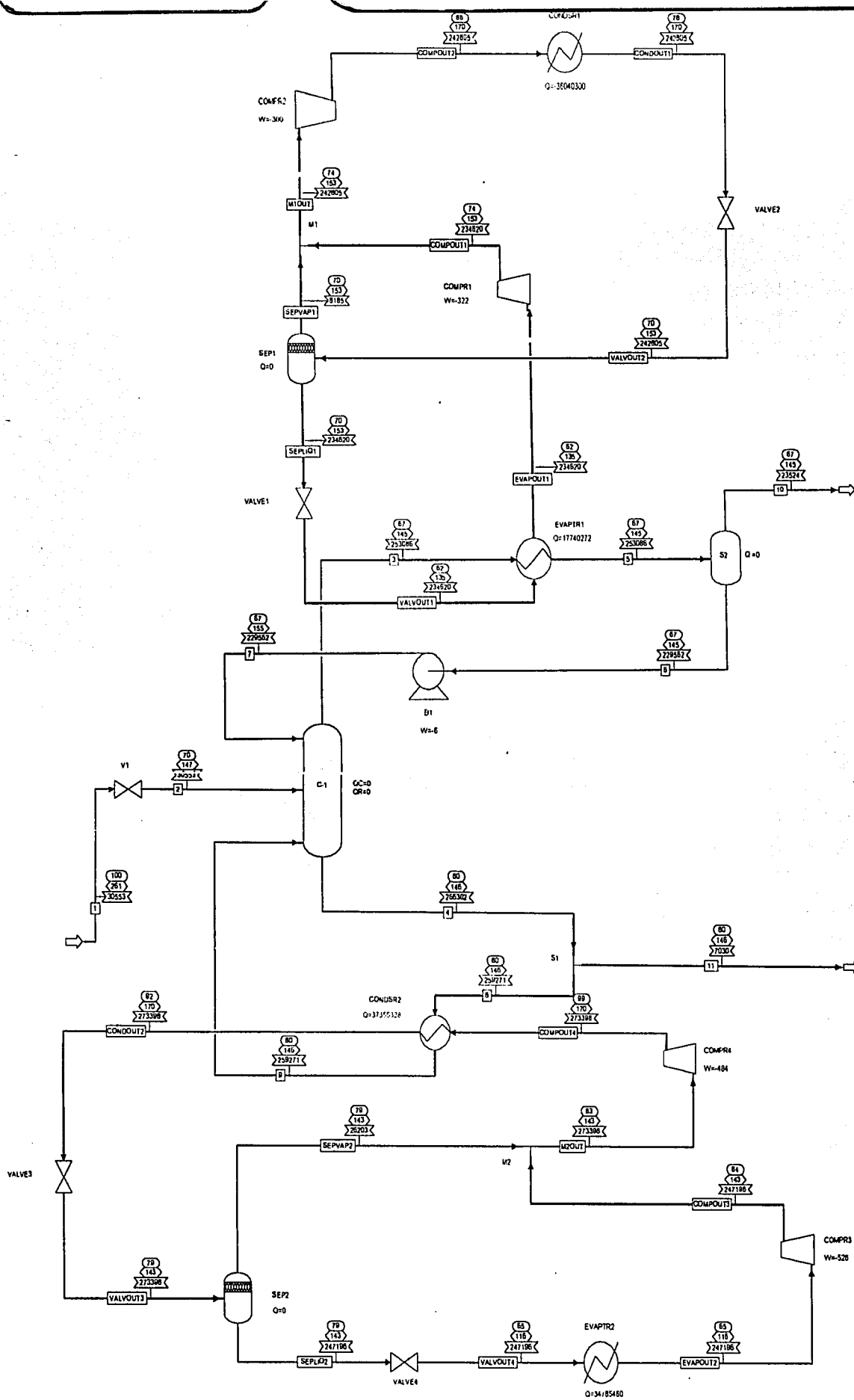
Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
De:		V1	C-1	C-1	EVAPTR	S2	B1	S1	CONDSR1	S2
A:	V1	C-1	EVAPTR	S1	S2	B1	C-1	CONDSR1	C-1	
Fase	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR
Flujo molar lbmol/h										
PROPANO	147.719400	147.719400	8.870265	5765.65000	8.870265	8.175229	8.175236	5618.62600	5618.62600	0.695036
PROPILENO	571.262600	571.262600	6183.77800	473.816600	6183.77800	5624.59600	5624.59600	461.734300	461.734300	559.182100
Fracción mol										
PROPANO	0.205456	0.205456	0.001432	0.924061	0.001432	0.001451	0.001451	0.924061	0.924061	0.001241
PROPILENO	0.794544	0.794544	0.998568	0.075939	0.998568	0.998549	0.998549	0.075939	0.075939	0.998759
Flujo másico lb/h										
PROPANO	6513.91000	6513.91000	391.147800	2.5425E+05	391.147800	360.499100	360.499500	2.4776E+05	2.4776E+05	30.648690
PROPILENO	24039.1000	24039.1000	260217.000	19938.5100	260217.000	236687.000	236687.000	19430.0700	19430.0700	23530.7400
Flujo Total lbmol/h	718.981900	718.981900	6192.648	6239.46700	6192.648	5632.771	5632.771	6080.36000	6080.36000	559.877100
Flujo Total lb/h	30553.0100	30553.0100	260609.000	274184.000	260609.000	237047.000	237047.000	267192.000	267192.000	23561.3900
Flujo Total bbl/día	979.796600	3859.98200	1.9946E+05	8611.39000	24980.140	6946.759	6944.608	8391.80000	1.9597E+05	1.8033E+04
Temperatura F	100.040000	70.266020	66.647290	80.009990	66.644470	66.644470	66.778050	80.009990	80.161290	66.644470
Presión Psi	261.290000	147.000000	145.000000	146.400000	145.000000	145.000000	155.000000	146.400000	146.400000	145.000000
Frac Vapor	0.000000	0.134136	1.000000	0.000000	0.090410	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000
Frac Líquido	1.000000	0.865864	0.000000	1.000000	0.909590	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-8596.22600	-8596.22600	7739.39900	-47772.6300	1993.34500	1421.19500	1424.19900	-47772.6300	-41443.2700	7749.58300
Entalpia Btu/lb	-202.288800	-202.288800	183.905700	-1087.1390	47.366390	33.770780	33.842170	-1087.13900	-943.104900	184.149400
Entalpia Btu/h	-6.1805E+06	-6.1805E+06	4.7927E+07	-298080000	1.2344E+07	8.0053E+06	8.0222E+06	-2.9047E+08	-2.5199E+08	4.3388E+06
Entropia Btu/lbmol°R	-55.033320	-54.938500	-39.492750	-78.359260	-50.410260	-51.495740	-51.494370	-78.359260	-66.632990	-39.489540
Entropia Btu/lb°R	-1.295060	-1.292828	-0.938437	-1.783185	-1.197862	-1.223654	-1.223622	-1.783185	-1.516335	-0.938370
Densidad lbmol/ft³	0.733807	0.186266	0.031047	0.724560	0.247903	0.810849	0.811100	0.724560	0.031027	0.031047
Densidad lb/ft³	31.183010	7.915324	1.306553	31.839650	10.432630	34.123410	34.133980	31.839650	1.363450	1.306544
PM promedio	42.494820	42.494820	42.083530	43.943440	42.083530	42.083560	42.083560	43.943440	43.943440	42.083140

Tabla 5.3: Resultados de la simulación separación propano-propileno (Ciclo de una etapa).

Corriente	11	COMPOUT	COMPOUT1	CONDOUT	CONDOUT1	EVAPOUT	EVAPOUT1	VALVEOUT	VALVOUT1
De:	S1	COMPR	COMPR1	CONDSR	CONDSR1	EVAPTR	EVAPTR1	VALVE	VALVE1
A:		CONDSR	CONDSR1	VALVE	VALVE1	COMPR	COMPR1	EVAPTR	EVAPTR1
Fase	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	MEZCLA
Flujo molar lbmol/h									
PROPANO	147.024100	0.000000	6200.00000	0.000000	6200.00000	0.000000	6200.00000	0.000000	6200.00000
PROPILENO	12.082320	5770.00000	0.000000	5770.00000	0.000000	5770.00000	0.000000	5770.00000	0.000000
Fracción mol									
PROPANO	0.924061	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000
PROPILENO	0.075939	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000
Flujo másico lb/h									
PROPANO	6483.25000	0.000000	2.7340E+05	0.000000	2.7340E+05	0.000000	2.7340E+05	0.000000	2.7340E+05
PROPILENO	508.431900	2.4281E+05	0.000000	2.4281E+05	0.000000	2.4281E+05	0.000000	2.4281E+05	0.000000
Flujo Total lbmol/h	159.106400	5770.00000	6200.00000	5770.00000	6200.00000	5770.00000	6200.00000	5770.00000	6200.00000
Flujo Total lb/h	6991.68200	2.4281E+05	2.7340E+05	2.4281E+05	2.7340E+05	2.4281E+05	2.7340E+05	2.4281E+05	2.7340E+05
Flujo Total bbl/día	219.590500	1.9454E+05	1.7623E+05	7.0992E+03	1.1095E+04	2.5009E+05	2.5369E+05	2.4552E+04	4.1106E+04
Temperatura F	80.009990	75.698790	100.985400	65.654200	92.043460	46.981740	65.016750	46.971510	65.016750
Presión Psi	146.400000	142.975200	170.000000	142.975200	170.000000	107.975200	116.000000	107.975200	116.000000
Frac Vapor	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.013736	1.000000	1.000000	0.072867	0.133590
Frac Líquido	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	0.986264	0.000000	0.000000	0.927133	0.866410
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-47772.6300	7979.74900	-45197.0200	1472.7860	-51404.2300	7639.73400	-45663.1500	1472.78600	-51404.2400
Entalpia Btu/lb	-1087.1390	189.629900	-1024.95700	34.999150	-1165.72100	181.549900	-1035.5270	34.999150	-1165.7210
Entalpia Btu/h	-7.6009E+06	4.6043E+07	-2.8022E+08	8.4980E+06	-3.1871E+08	4.4081E+07	-2.8311E+08	8.4980E+06	-3.1871E+08
Entropia Btu/lbmol°R	-78.359260	-39.139110	-69.147090	-51.522580	-80.395220	-39.317870	-69.381210	-51.490090	-80.323150
Entropia Btu/lb°R	-1.783185	-0.930096	-1.568085	-1.224377	-1.823165	-0.934346	-1.573394	-1.223605	-1.821530
Densidad lbmol/ft³	0.724560	0.029660	0.035181	0.812764	0.558807	0.023072	0.024439	0.235011	0.150828
Densidad lb/ft³	31.839650	1.248132	1.551369	34.201640	24.641430	0.970891	1.077679	9.889411	6.650980
PM promedio	43.943440	42.080640	44.096520	42.080640	44.096520	42.080640	44.096520	42.080640	44.096520

Tabla 5.3: Resultados de la simulación separación propano-propileno (Ciclo de una etapa).

Continuación.



	Temperature (F)
	Pressure (PSI)
	Flow rate (LB/HR)
	Heat duty (BTU/HR)
	Power (HP)
Q	Heat duty (BTU/HR)
W	Power (HP)

Fig.5.14 Separación Propano-Propileno.		
Planta	Pajaritos, Ver.	
Por	Isela J. Martínez Medina	
Año	2002	
Nota	Ciclo de dos etapas.	

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
De:		V1	C-1	C-1	EVAPTR1	S2	B1	S1	CONDSR2	S2
A:	V1	C-1	EVAPTR1	S1	S2	B1	C-1	CONDSR2	C-1	
Fase	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR
Flujo molar lbmol/h										
PROPANO	147.719400	147.719400	10.634750	5563.29100	10.634750	9.777705	9.777705	5416.42000	5416.42000	0.857043
PROPILENO	571.262600	571.262600	6003.15600	498.567100	6003.15600	5445.04400	5445.04400	485.405000	485.405000	558.111900
Fracción mol										
PROPANO	0.205456	0.205456	0.001768	0.917753	0.001768	0.001792	0.001792	0.917753	0.917753	0.001533
PROPILENO	0.794544	0.794544	0.998232	0.082247	0.998232	0.998208	0.998208	0.082247	0.082247	0.998467
Flujo másico lb/h										
PROPANO	6513.91000	6513.91000	468.955400	2.4532E+05	468.955400	431.162800	431.162800	2.3885E+05	2.3885E+05	37.792620
PROPILENO	24039.1000	24039.1000	252617.000	20980.0300	252617.000	229131.000	229131.000	20426.1500	20426.1500	23485.7100
Flujo Total lbmol/h	718.981900	718.981900	6013.791	6061.85800	6013.791	5454.821	5454.821	5901.82500	5901.82500	558.969000
Flujo Total lb/h	30553.0100	30553.0100	253086.000	266302.000	253086.000	229562.000	229562.000	259271.000	259271.000	23523.5000
Flujo Total bbl/día	979.796600	3859.98200	1.9370E+05	8360.06600	24731.6200	6727.5830	6725.5050	8139.3600	1.9020E+05	1.8004E+04
Temperatura F	100.040000	70.266020	66.652240	79.915680	66.648770	66.648780	66.782740	79.915680	80.078390	66.648780
Presión Psi	261.290000	147.000000	145.000000	146.400000	145.000000	145.000000	155.000000	146.400000	146.400000	145.000000
Frac Vapor	0.000000	0.134136	1.000000	0.000000	0.092947	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000
Frac Líquido	1.000000	0.865864	0.000000	1.000000	0.907053	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-8596.22600	-8596.22600	7721.49500	-47436.5000	1991.43400	1402.98300	1405.99700	-47436.5000	-41107.0500	7734.02000
Entalpia Btu/lb	-202.288800	-202.288800	183.477300	-1079.8030	47.320210	33.337470	33.409100	-1079.80300	-935.724500	183.776900
Entalpia Btu/h	-6.1805E+06	-6.1805E+06	4.6436E+07	-2.8755E+08	1.1976E+07	7.6530E+06	7.6695E+06	-2.7996E+08	-2.4261E+08	4.3231E+06
Entropia Btu/lbmol°R	-55.033320	-54.938500	-39.498540	-78.141720	-50.385530	-51.501550	-51.500160	-78.141720	-66.413340	-39.494470
Entropia Btu/lb°R	-1.295060	-1.292828	-0.938560	-1.778749	-1.197255	-1.223773	-1.223740	-1.778749	-1.511774	-0.938474
Densidad lbmol/ft <sup>3</sup>	0.733807	0.186266	0.031047	0.725097	0.243162	0.810815	0.811065	0.725097	0.031029	0.031047
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	31.183010	7.915324	1.306567	31.854030	10.233280	34.122520	34.133060	31.854030	1.363129	1.306557
PM promedio	42.494820	42.494820	42.084210	43.930720	42.084210	42.084260	42.084260	43.930720	43.930720	42.083730

Tabla 5.4: Resultados de la simulación separación propano-propileno (Ciclo de dos etapas).

Corriente	11	COMPOUT1	COMPOUT2	COMPOUT3	COMPOUT4	CONDOUT1	CONDOUT2	EVAPOUT1	EVAPOUT2	M1OUT
De:	S1	COMPR1	COMPR2	COMPR3	COMPR4	CONDSR1	CONDSR2	EVAPTR1	EVAPTR2	M1
A:		M1	CONDSR1	M2	CONDSR2	VALVE2	VALVE3	COMPR1	COMPR3	COMPR2
Fase	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR	VAPOR	VAPOR
Flujo molar lbmol/h										
PROPANO	146.870900	0.000000	0.000000	5605.78800	6200.00000	0.000000	6200.00000	0.000000	5605.78800	0.000000
PROPILENO	13.162170	5575.49700	5770.00000	0.000000	0.000000	5770.00000	0.000000	5575.49700	0.000000	5770.00000
Fracción mol										
PROPANO	0.917753	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000
PROPILENO	0.082247	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000
Flujo másico lb/h										
PROPANO	6476.49500	0.000000	0.000000	2.4720E+05	2.7340E+05	0.000000	2.7340E+05	0.000000	2.4720E+05	0.000000
PROPILENO	553.872700	2.3462E+05	2.4281E+05	0.000000	0.000000	2.4281E+05	0.000000	2.3462E+05	0.000000	2.4281E+05
Flujo Total lbmol/h	160.033100	5575.49700	5770.00000	5605.78800	6200.00000	5770.00000	6200.00000	5575.49700	5605.78800	5770.00000
Flujo Total lb/h	7030.36700	2.3462E+05	2.4281E+05	2.4720E+05	2.7340E+05	2.4281E+05	2.7340E+05	2.3462E+05	2.4720E+05	2.4281E+05
Flujo Total bbl/día	220.705700	1.7292E+05	1.6190E+05	1.8779E+05	1.7519E+05	7.3052E+03	1.4954E+04	1.9314E+05	2.2938E+05	1.7887E+05
Temperatura F	79.915680	74.448640	85.818190	83.711470	99.207820	77.872990	92.043460	61.724070	65.016750	74.303530
Presión Psi	146.400000	152.500000	170.000000	143.000000	170.000000	170.000000	170.000000	135.000000	116.000000	152.500000
Frac Vapor	0.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.037549	1.000000	1.000000	1.000000
Frac Líquido	1.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	0.962451	0.000000	0.000000	0.000000
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-47436.5000	7920.24000	8049.86400	-45424.3200	-45233.7700	1803.71200	-51258.8200	7773.45000	-45663.1500	7917.71700
Entalpia Btu/lb	-1079.8030	188.215800	191.296100	-1030.1110	-1025.7900	42.863220	-1162.4230	184.727500	-1035.5270	188.155800
Entalpia Btu/h	-7.5914E+06	4.4159E+07	4.6448E+07	-2.5464E+08	-2.8045E+08	1.0407E+07	-3.1780E+08	4.3341E+07	-2.5598E+08	4.5685E+07
Entropia Btu/lbmol°R	-78.141720	-39.356980	-39.293750	-69.279860	-69.212750	-50.911640	-80.131650	-39.434100	-69.381210	-39.361710
Entropia Btu/lb°R	-1.778749	-0.935275	-0.933773	-1.571096	-1.569574	-1.209859	-1.817188	-0.937108	-1.573394	-0.925388
Densidad lbmol/ft³	0.725097	0.032244	0.035639	0.029851	0.035390	0.789847	0.414594	0.028868	0.024439	0.032259
Densidad lb/ft³	31.854030	1.356851	1.499729	1.316341	1.560592	33.237270	18.282140	1.214763	1.077679	1.357481
PM promedio	43.930720	42.080640	42.080640	44.096520	44.096520	42.080640	44.096520	42.080640	44.096520	42.080640

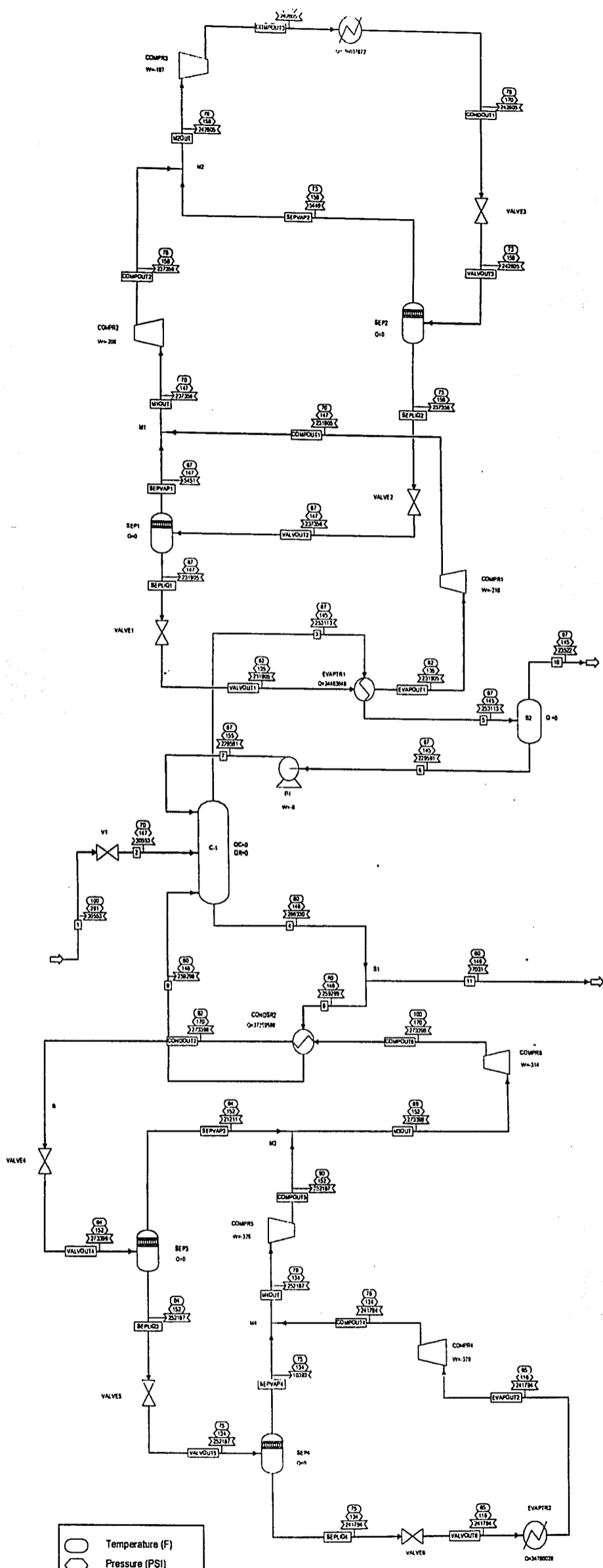
Tabla 5.4: Resultados de la simulación separación propano-propileno (Ciclo de dos etapas).

Continuación.

Corriente	M2OUT	SEPLIQ1	SEPLIQ2	SEPVAP1	SEPVAP2	VALVOUT1	VALVOUT2	VALVOUT3	VALVOUT4
De:	M2	SEP1	SEP2	SEP1	SEP2	VALVE1	VALVE2	VALVE3	VALVE4
A:	COMPR4	VALVE1	VALVE4	M1	M2	EVAPTR1	SEP1	SEP2	EVAPTR2
Fase	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA
Flujo molar lbmol/h									
PROPANO	6200.00000	0.000000	5605.78800	0.000000	594.212300	0.000000	0.000000	6200.00000	5605.78800
PROPILENO	0.000000	5575.49700	0.000000	194.503200	0.000000	5575.49700	5770.00000	0.000000	0.000000
Fracción mol									
PROPANO	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000
PROPILENO	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000
Flujo másico lb/h									
PROPANO	2.7340E+05	0.000000	2.4720E+05	0.000000	26202.7000	0.000000	0.000000	2.7340E+05	2.4720E+05
PROPILENO	0.000000	2.3462E+05	0.000000	8184.82000	0.000000	2.3462E+05	2.4281E+05	0.000000	0.000000
Flujo Total lbmol/h	6200.00000	5575.49700	5605.78800	194.503200	594.212300	5575.49700	5770.00000	6200.00000	5605.78800
Flujo Total lb/h	2.7340E+05	2.3462E+05	2.4720E+05	8184.82000	26202.7000	234621.000	242805.000	273398.000	247196.000
Flujo Total bb/día	2.0743E+05	6930.22500	7775.38600	5948.79500	19635.5900	13322.7600	12879.0200	27410.9700	21625.8000
Temperatura F	83.306300	70.141370	79.480110	70.141370	79.480110	61.723720	70.141370	79.480110	65.016750
Presión Psi	143.000000	152.500000	143.000000	152.500000	143.000000	135.000000	152.500000	143.000000	116.000000
Frac Vapor	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	0.035000	0.033709	0.095841	0.063537
Frac Líquido	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	0.965000	0.966291	0.904159	0.936463
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpía Btu/lbmol	-45432.3500	1592.94500	-51868.4300	7845.40800	-45508.0800	1592.94500	1803.71200	-51258.8500	-51868.4300
Entalpía Btu/lb	-1030.2930	37.854580	-1176.2480	186.437500	-1032.0110	37.854580	42.863220	-1162.4240	-1176.2480
Entalpía Btu/h	-2.8168E+08	8.8815E+06	-2.9076E+08	1.5260E+06	-2.7041E+07	8.8815E+06	1.0407E+07	-3.1780E+08	-2.9076E+08
Entropía Btu/lbmol°R	-69.294640	-51.298960	-81.231600	-39.497650	-69.434600	-51.287930	-50.901140	-80.100970	-81.207850
Entropía Btu/lb°R	-1.571431	-1.219063	-1.842132	-0.938618	-1.574605	-1.218801	-1.209610	-1.816492	-1.841593
Densidad lbmol/ft³	0.029890	0.804519	0.720966	0.032696	0.030262	0.418494	0.448016	0.226187	0.259218
Densidad lb/ft³	1.318046	33.854670	31.792090	1.375879	1.334449	17.610500	18.852780	9.974051	11.430590
PM promedio	44.096520	42.080640	44.096520	42.080640	44.096520	42.080640	42.080640	44.096520	44.096520

Tabla 5.4: Resultados de la simulación separación propano-propileno (Ciclo de dos etapas).

Continuación.



- Temperature (F)
- Pressure (PSI)
- Flow rate (LB/HR)
- Heat duty (BTU/HR)
- Power (HP)
- Q** Heat duty (BTU/HR)
- W** Power (HP)

**Fig.5.15** Separación Propano-Propileno.

Pianta	Tula, Hidalgo	
Por	Isela J. Martinez Medina	
Año	2002	
Nota	Ciclo de tres etapas.	

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
De:		V1	C-1	C-1	EVAPTR1	S2	B1	S1	CONDSR2	S2
A:	V1	C-1	EVAPTR1	S1	S2	B1	C-1	CONDSR2	C-1	
Fase:	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR
PROPANO	147.719400	147.719400	10.601840	5563.07200	10.601840	9.747603	9.747603	5416.20700	5416.20700	0.854238
PROPILENO	571.262600	571.262600	6003.84500	499.475000	6003.84500	5445.76800	5445.76800	486.288900	486.288900	558.077300
Fracción mol										
PROPANO	0.205456	0.205456	0.001763	0.917613	0.001763	0.001787	0.001787	0.917613	0.917613	0.001528
PROPILENO	0.794544	0.794544	0.998237	0.082387	0.998237	0.998213	0.998213	0.082387	0.082387	0.998472
Flujo másico lb/h										
PROPANO	6513.91000	6513.91000	467.504300	2.4531E+05	467.504300	429.835400	429.835400	2.3884E+05	2.3884E+05	37.668930
PROPILENO	24039.1000	24039.1000	252646.000	21018.2300	252646.000	229161.000	229161.000	20463.3500	20463.3500	23484.2500
Flujo Total lbmol/h	718.981900	718.981900	6014.447	6062.54700	6014.44700	5455.51600	5455.51600	5902.49600	5902.49600	558.931600
Flujo Total lb/h	30553.0100	30553.0100	253113.000	266330.000	253113.000	229591.000	229591.000	259299.000	259299.000	23521.9200
Flujo Total bbl/día	979.796600	3859.98200	1.9372E+05	8360.87900	24731.4300	6728.43400	6726.35500	8140.15100	1.9023E+05	1.8003E+04
Temperatura F	100.040000	70.266020	66.652160	79.913580	66.648700	66.648700	66.782650	79.913580	80.076550	66.648700
Presión Psi	261.290000	147.000000	145.000000	146.400000	145.000000	145.000000	155.000000	146.400000	146.400000	145.000000
Frac Vapor	0.000000	0.134136	1.000000	0.000000	0.092932	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000
Frac Líquido	1.000000	0.865864	0.000000	1.000000	0.907068	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-8596.22600	-8596.22600	7721.78200	-47429.02	1991.63800	1403.28900	1406.30400	-47429.0200	-41099.5700	7734.28200
Entalpia Btu/lb	-202.288800	-202.288800	183.484100	-1079.639	47.325090	33.344770	33.416400	-1079.6390	-935.560200	183.783200
Entalpia Btu/h	-6.1805E+06	-6.1805E+06	4.6442E+07	-2.8754E+08	1.1979E+07	7.6557E+06	7.6721E+06	-2.7995E+08	-2.4259E+08	4.3229E+06
Entropia Btu/lbmol°R	-55.033320	-54.938500	-39.498440	-78.136890	-50.385620	-51.501450	-51.500060	-78.136890	-66.408460	-39.494390
Entropia Btu/lb°R	-1.295060	-1.292828	-0.938558	-1.778650	-1.197258	-1.223770	-1.223737	-1.778650	-1.511673	-0.938472
Densidad lbmol/ft³	0.733807	0.186266	0.031047	0.725109	0.243191	0.810815	0.811066	0.725109	0.031029	0.031047
Densidad lb/ft³	31.183010	7.915324	1.306567	31.854350	10.234470	34.122540	34.133080	31.854350	1.363122	1.306557
PM promedio	42.494820	42.494820	42.084190	43.930440	42.084190	42.084240	42.084240	43.930440	43.930440	42.083720

Tabla 5.5: Resultados de la simulación separación propano-propileno (Ciclo de Tres Etapas).



Corriente	11	COMPOUT1	COMPOUT2	COMPOUT3	COMPOUT4	COMPOUT5	COMPOUT6	CONDOUT1	CONDOUT2	EVAPOUT1
De:	S1	COMPR1	COMPR2	COMPR3	COMPR4	COMPR5	COMPR6	CONDSR1	CONDSR2	EVAPTR1
A:		M1	M2	CONDSR1	M4	M3	CONDSR2	VALVE3	VALVE4	COMPR1
Fase:	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR
PROPANO	146.865100	0.000000	0.000000	0.000000	5483.28400	5718.98100	6200.00000	0.000000	6200.00000	0.000000
PROPILENO	13.186140	5510.97800	5640.51400	5770.00000	0.000000	0.000000	0.000000	5770.00000	0.000000	5510.97800
Fracción mol										
PROPANO	0.917613	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000
PROPILENO	0.082387	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000
Flujo másico lb/h										
PROPANO	6476.24000	0.000000	0.000000	0.000000	2.4179E+05	2.5219E+05	2.7340E+05	0.000000	2.7340E+05	0.000000
PROPILENO	554.881200	2.3191E+05	2.3736E+05	2.4281E+05	0.000000	0.000000	0.000000	2.4281E+05	0.000000	2.3191E+05
Flujo Total lbmol/h	160.051300	5510.97800	5640.51400	5770.00000	5483.28400	5718.98100	6200.00000	5770.00000	6200.00000	5510.97800
Flujo Total lb/h	7031.12200	2.3191E+05	2.3736E+05	2.4281E+05	2.4179E+05	2.5219E+05	2.7340E+05	2.4281E+05	2.7340E+05	2.3191E+05
Flujo Total bb/día	220.727200	1.7711E+05	1.6901E+05	1.6189E+05	1.9592E+05	1.8084E+05	1.7543E+05	7.3052E+03	1.5162E+04	1.9092E+05
Temperatura F	79.913580	70.360590	78.355000	85.792500	78.443060	89.731840	99.619980	77.872990	92.043460	61.719040
Presión Psi	146.400000	146.660000	158.330000	170.000000	134.000000	152.000000	170.000000	170.000000	170.000000	134.990000
Frac Vapor	0.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.038832	1.000000
Frac Líquido	1.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	0.961168	0.000000
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-47429.0200	7873.2040	7964.8610	8049.4090	-45487.0800	-45345.0200	-45225.2500	1803.7120	-51250.9900	7773.4060
Entalpia Btu/lb	-1079.6390	187.0980	189.2761	191.2853	-1031.5350	-1028.3130	-1025.5970	42.8632	-1162.2460	184.7264
Entalpia Btu/h	-7591100	43389100	44925900	46445100	-249420000	-259330000	-280400000	10407400	-317760000	42839100
Entropía Btu/lbmol°R	-78.136890	-39.381260	-39.335090	-39.294590	-69.289380	-69.233920	-69.197520	-50.911640	-80.117450	-39.434700
Entropía Btu/lb°R	-1.778650	-0.935852	-0.934755	-0.933793	-1.571312	-1.570054	-1.569229	-1.209859	-1.816866	-0.937107
Densidad lbmol/ft <sup>3</sup>	0.725109	0.031116	0.033375	0.035642	0.027987	0.031625	0.035342	0.789847	0.408909	0.028865
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	31.854350	1.309393	1.404427	1.499854	1.234122	1.394557	1.558440	33.237270	18.031480	1.214671
PM promedio	43.930440	42.080640	42.080640	42.080640	44.096520	44.096520	44.096520	42.080640	44.096520	42.080640

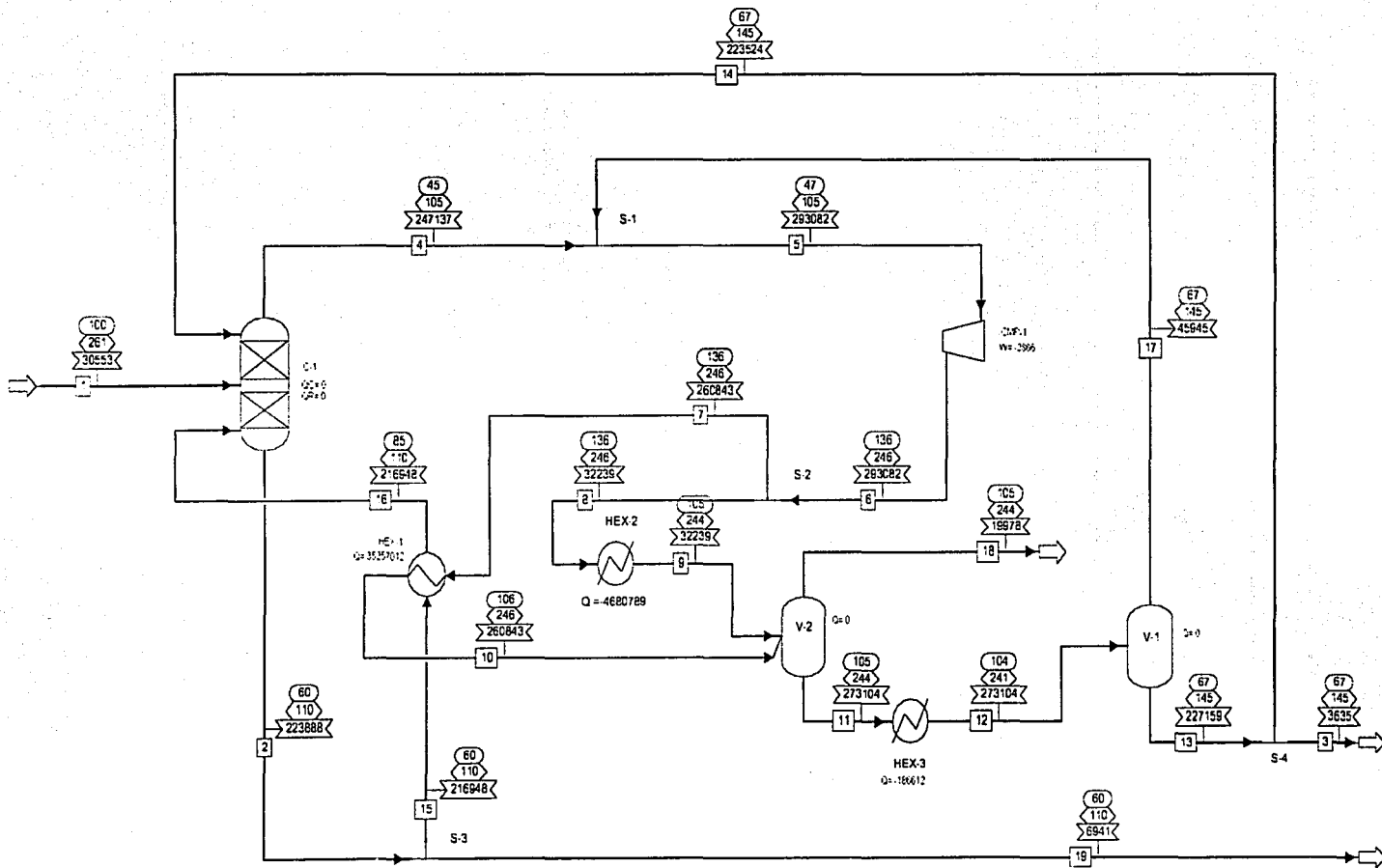
Tabla 5.5: Resultados de la simulación separación propano-propileno (Ciclo de Tres Etapas).  
Continuación.

Corriente	EVAPOUT2	M1OUT	M2OUT	M3OUT	M4OUT	SEPLIQ1	SEPLIQ2	SEPLIQ3	SEPLIQ4	SEPVAP1
De:	EVAPR2	M1	M2	M3	M4	SEP1	SEP2	SEP3	SEP4	SEP1
A:	COMPR4	COMPR2	COMPR3	COMPR6	COMPR5	VALVE1	VALVE2	VALVE5	VALVE6	M1
Fase:	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR
PROPANO	5483.28400	0.000000	0.000000	6200.00000	5718.98100	0.000000	0.000000	5718.98100	5483.28400	0.000000
PROPILENO	0.000000	5640.51400	5770.00000	0.000000	0.000000	5510.97800	5640.51400	0.000000	0.000000	129.536000
Fracción mol										
PROPANO	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000
PROPILENO	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000
Flujo másico lb/h										
PROPANO	2.4179E+05	0.0000E+00	0.0000E+00	2.7340E+05	2.5219E+05	0.0000E+00	0.0000E+00	2.5219E+05	2.4179E+05	0.000000
PROPILENO	0.0000E+00	2.3736E+05	2.4281E+05	0.0000E+00	0.0000E+00	2.3191E+05	2.3736E+05	0.0000E+00	0.0000E+00	5450.95700
Flujo Total lbmol/h	5483.28400	5640.51400	5770.00000	6200.00000	5718.98100	5510.97800	5640.51400	5718.98100	5483.28400	129.536000
Flujo Total lb/h	2.4179E+05	2.3736E+05	2.4281E+05	2.7340E+05	2.5219E+05	2.3191E+05	2.3736E+05	2.5219E+05	2.4179E+05	5.4510E+03
Flujo Total bbl/día	2.2437E+05	1.8123E+05	1.7282E+05	1.9576E+05	2.0425E+05	6.8075E+03	7.0545E+03	8.0151E+03	7.5260E+03	4.1239E+03
Temperatura F	65.016750	70.292980	78.230100	89.275920	78.297280	67.415570	72.786640	83.849060	74.902790	67.415570
Presión Psi	116.000000	146.660000	158.330000	152.000000	134.000000	146.660000	158.330000	152.000000	134.000000	146.660000
Frac Vapor	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000
Frac Líquido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-45663.1500	7872.0390	7962.6710	-45354.1900	-45489.9300	1519.7700	1664.5130	-51737.8000	-52003.5200	7822.4930
Entalpia Btu/lb	-1035.5270	187.0703	189.2241	-1028.5210	-1031.5990	36.1157	39.5553	-1173.2850	-1179.3110	185.8929
Entalpia Btu/h	-2.5038E+08	4.4402E+07	4.5945E+07	-2.8120E+08	-2.6016E+08	8.3754E+06	9.3887E+06	-2.9589E+08	-2.8515E+08	1.0133E+06
Entropia Btu/lbmol°R	-69.381210	-39.383460	-39.339160	-69.250610	-69.294670	-51.434890	-51.166740	-80.994580	-81.478950	-39.477210
Entropia Btu/lb°R	-1.573394	-0.935905	-0.934852	-1.570433	-1.571432	-1.222294	-1.215921	-1.836757	-1.847741	-0.938132
Densidad lbmol/ft³	0.024439	0.031123	0.033388	0.031672	0.028000	0.809551	0.799567	0.713522	0.728583	0.031411
Densidad lb/ft³	1.077679	1.309674	1.404991	1.396616	1.234686	34.066410	33.646290	31.463830	32.127960	1.321803
PM promedio	44.096520	42.080640	42.080640	44.096520	44.096520	42.080640	42.080640	44.096520	44.096520	42.080640

Tabla 5.5: Resultados de la simulación separación propano-propileno (Ciclo de Tres Etapas).  
Continuación.

Corriente	SEPVAP2	SEPVAP3	SEPVAP4	VALVOUT1	VALVOUT2	VALVOUT3	VALVOUT4	VALVOUT5	VALVOUT6
De:	SEP2	SEP3	SEP4	VALVE1	VALVE2	VALVE3	VALVE4	VALVE5	VALVE6
A:	M2	M3	M4	EVAPTR1	SEP1	SEP2	SEP3	SEP4	EVAPTR2
Fase:	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA
PROPANO	0.000000	481.018600	235.697100	0.000000	0.000000	0.000000	6200.00000	5718.98100	5483.28400
PROPILENO	129.486500	0.000000	0.000000	5510.97800	5640.51400	5770.00000	0.000000	0.000000	0.000000
Fracción mol									
PROPANO	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	1.000000
PROPILENO	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Flujo másico lb/h									
PROPANO	0.0000	21211.2400	10393.4200	0.0000	0.0000	0.0000	273398.000	252187.000	241794.000
PROPILENO	5448.8750	0.0000	0.0000	231906.000	237356.000	242805.000	0.0000	0.0000	0.0000
Flujo Total lbmol/h	129.486500	481.018600	235.697100	5510.978	5640.514	5770.000	6200.00000	5718.98100	5483.28400
Flujo Total lb/h	5448.8750	21211.2400	10393.4200	231906.000	237356.000	242805.000	273398.000	252187.000	241794.000
Flujo Total bbl/día	3809.9030	14918.6900	8327.9230	11068.2500	10931.3300	10864.3600	22933.8400	15853.8800	16729.2400
Temperatura F	72.786640	83.849060	74.902790	61.718690	67.415570	72.786640	83.849060	74.902790	65.016750
Presión Psi	158.330000	152.000000	134.000000	134.990000	146.660000	158.330000	152.000000	134.000000	116.000000
Frac Vapor	1.000000	1.000000	1.000000	0.023596	0.022965	0.022441	0.077584	0.041213	0.043150
Frac Líquido	0.000000	0.000000	0.000000	0.976405	0.977035	0.977559	0.922416	0.958787	0.956850
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	7867.2710	-45463.1700	-45556.1400	1519.7700	1664.5130	1803.7120	-51250.9900	-51737.8000	-52003.5200
Entalpia Btu/lb	186.9570	-1030.9920	-1033.1010	36.1157	39.5553	42.8632	-1162.2460	-1173.2850	-1179.3110
Entalpia Btu/h	1.0187E+06	-2.1869E+07	-1.0737E+07	8.3754E+06	9.3887E+06	1.0407E+07	-3.1776E+08	-2.9589E+08	-2.8515E+08
Entropia Btu/lbmol°R	-39.517420	-69.450130	-69.418140	-51.428260	-51.160280	-50.905320	-80.098920	-80.981880	-81.465320
Entropia Btu/lb°R	-0.939088	-1.574957	-1.574232	-1.222136	-1.215768	-1.209709	-1.816445	-1.836469	-1.847432
Densidad lbmol/ft³	0.033987	0.032243	0.028302	0.497909	0.515995	0.531094	0.270343	0.360731	0.327766
Densidad lb/ft³	1.430187	1.421790	1.248021	20.952310	21.713400	22.348780	11.921180	15.906970	14.453360
PM promedio	42.080640	44.096520	44.096520	42.080640	42.080640	42.080640	44.096520	44.096520	44.096520

Tabla 5.5: Resultados de la simulación separación propano-propileno (Ciclo de Tres Etapas).  
Continuación.



	Temperature (F)
	Pressure (PSI)
	Flow rate (LB/HR)
	Heat duty (BTU/HR)
	Power (HP)
Q	Heat duty (BTU/HR)
W	Power (HP)

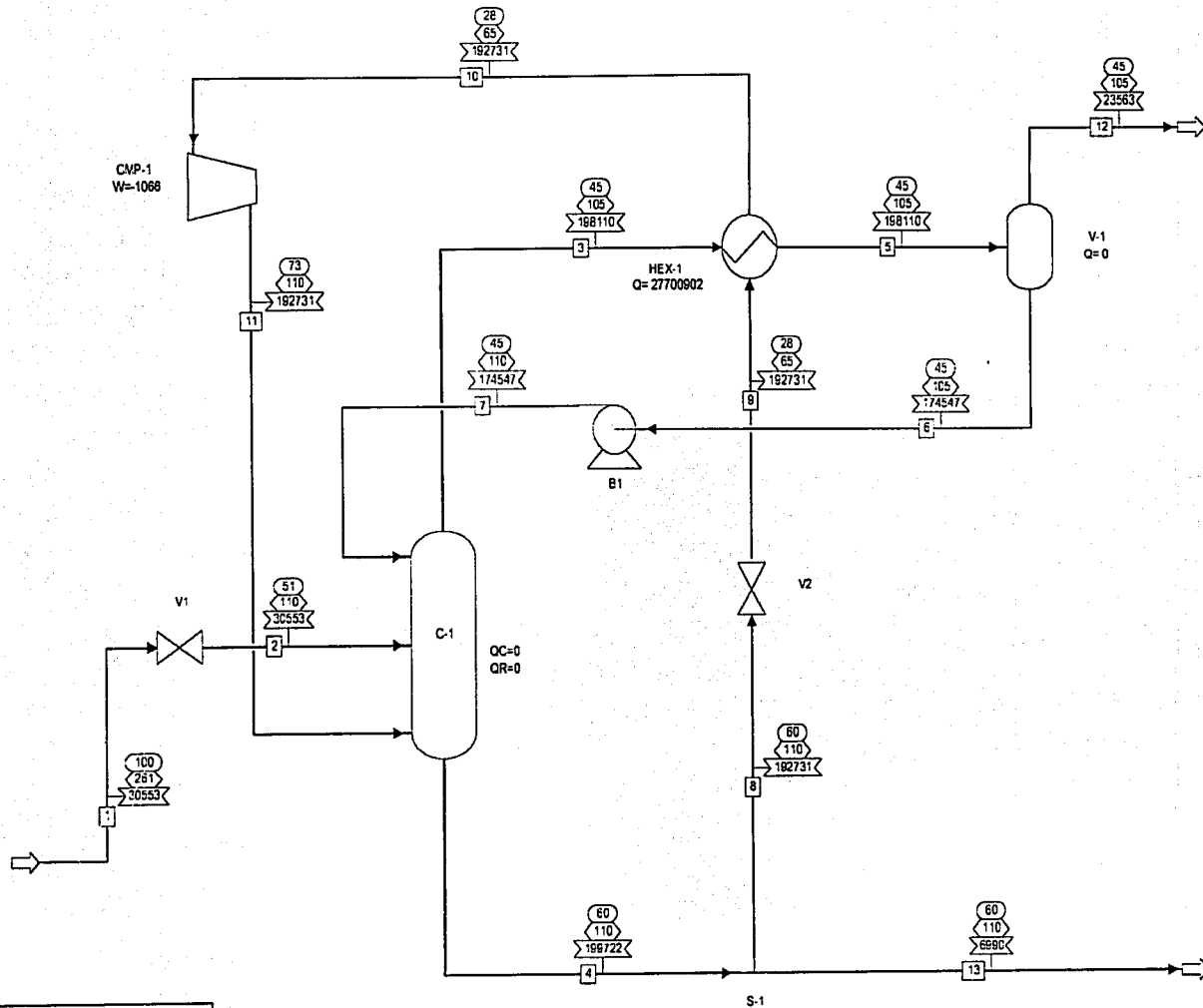
Fig.5.16	Separación Propano-Propileno.	
Planta	Tula, Hidalgo	
Por	Isela J. Martínez Medina	
Año	2002	
Nota	Recompresión de Vapores.	

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
De:		C-1	S-4	C-1	S-1	CMP-1	S-2	S-2	HEX-2	HEX-1
A:	C-1	S-3		S-1	CMP-1	S-2	HEX-1	HEX-2	V-2	V-2
Fase	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA
Flujo molar lbmol/h										
PROPANO	147.719400	4906.50500	0.082314	6.321165	7.337526	7.337526	6.530398	0.807128	0.807128	6.530398
PROPILENO	571.262600	321.423200	77.554300	6023.65800	7144.23200	7144.23200	6358.36600	785.865500	785.865500	6358.36600
Fracción mol										
PROPANO	0.205456	0.938518	0.001060	0.001048	0.001026	0.001026	0.001026	0.001026	0.001026	0.001026
PROPILENO	0.794544	0.061482	0.998940	0.998952	0.998974	0.998974	0.998974	0.998974	0.998974	0.998974
Flujo Total lbmol/h	718.981900	5227.92900	77.636610	6029.97900	7151.56900	7151.56900	6364.89600	786.672600	786.672600	6364.89600
Flujo Total lb/h	30553.0100	229886.000	3267.1640	253758.000	300957.000	300957.000	267852.000	33105.3100	33105.3100	267852.000
Flujo Total ft <sup>3</sup> /h	979.7966	6922.4190	95.7427	268691.000	320433.000	146348.000	130249.000	16098.2400	1073.8350	16402.1600
Temperatura F	100.040000	60.571770	66.639540	45.200000	47.077200	136.309600	136.309600	136.309600	105.149800	106.071300
Presión Psi	261.290000	110.000000	145.000000	105.000000	105.000000	246.500000	246.500000	246.500000	243.660000	246.500000
Frac Vapor	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.071343
Frac Líquido	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	0.928657
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-8596.2260	-49109.840	1442.0770	7566.8150	7598.2830	8645.5060	8645.5060	8645.5060	2535.3920	2954.6760
Entalpia Btu/lb	-202.28880	-1116.829	34.267630	179.808000	180.555900	205.440800	205.440800	205.440800	60.247830	70.211160
Entalpia Btu/hr	-6180500	-256740000	1.1196E+05	4.5628E+07	5.4340E+07	6.1829E+07	5.5028E+07	6.8012E+06	1.9945E+06	1.8806E+07
Entropia Btu/lbmol <sup>o</sup> R	-55.033320	-79.914470	-51.489280	-39.318740	-39.258520	-38.760240	-38.760240	-38.760240	-49.532060	-48.792170
Entropia Btu/lb <sup>o</sup> R	-1.295060	-1.817371	-1.223524	-0.934320	-0.932890	-0.921049	-0.921049	-0.921049	-1.177017	-1.159435
Densidad lbmol/ft <sup>3</sup>	0.733807	0.755217	0.810888	0.022442	0.022318	0.048867	0.048867	0.048867	0.732582	0.388052
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	31.183010	33.208840	34.124420	0.944422	0.939222	2.056455	2.056455	2.056455	30.829040	16.330290
PM promedio	42.494820	43.972580	42.082780	42.082750	42.082710	42.082710	42.082710	42.082710	42.082710	42.082710

Tabla 5.6: Resultados de la simulación para la separación propano-propileno (Recompresión de domos).

Corriente	11	12	13	14	15	16	17	18	19
De:	V-2	HEX-3	V-1	S-4	S-3	HEX-1	V-1	V-2	S-3
A:	HEX-3	V-1	S-4	C-1	HEX-1	C-1	S-1		
Fase	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MEZCLA
Flujo molar lbmol/h									
PROPANO	6.896639	6.896639	5.879564	5.797250	4759.31000	4759.31000	1.017075	0.440887	147.195200
PROPILENO	6660.16600	6660.16600	5539.59300	5462.03900	311.780500	311.780500	1120.57300	484.065600	9.642697
Fracción mol									
PROPANO	0.001034	0.001034	0.001060	0.001060	0.938518	0.938518	9.0682E-04	9.0997E-04	0.938518
PROPILENO	0.998966	0.998966	0.998940	0.998940	0.061482	0.061482	0.999093	0.999090	0.061482
Flujo Total lbmol/h	6667.06300	6667.06300	5545.47300	5467.83600	5071.09100	5071.09100	1121.59000	484.506500	156.837900
Flujo Total lb/h	2.8057E+05	2.8057E+05	2.3337E+05	2.3010E+05	2.2299E+05	2.2299E+05	4.7199E+04	2.0389E+04	6896.56500
Flujo Total ft <sup>3</sup> /h	9.1008E+03	9.0740E+03	6.8388E+03	6.7430E+03	6.7150E+03	2.3441E+05	3.6126E+04	8.9828E+03	207.680400
Temperatura F	105.149700	104.197300	66.639540	66.639540	60.571580	85.000000	66.639540	105.149700	60.571580
Presión Psi	243.660000	240.750000	145.000000	145.000000	110.000000	110.000000	145.000000	243.660000	110.000000
Frac Vapor	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.2072E-06	1.000000	1.000000	1.000000	1.2072E-06
Frac Líquido	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	0.999999	0.000000	0.000000	0.000000	0.999999
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	2534.93600	2506.18100	1442.07700	1442.07700	-49109.840	-41967.090	7767.42600	8049.74300	-49109.840
Entalpia Btu/lb	60.236970	59.553690	34.267630	34.267630	-1116.8290	-954.3923	184.576300	191.284900	-1116.8290
Entalpia Btu/hr	1.6901E+07	1.6709E+07	7.9970E+06	7.8850E+06	-249040000	-212820000	8.7119E+06	3.9002E+06	-7.702E+06
Entropia Btu/lbmol <sup>o</sup> R	-49.532210	-49.581860	-51.489280	-51.489280	-79.914470	-66.206600	-39.484050	-39.778120	-79.914470
Entropia Btu/lb <sup>o</sup> R	-1.177020	-1.178200	-1.223524	-1.223524	-1.817370	-1.505634	-0.938254	-0.945242	-1.817370
Densidad lbmol/ft <sup>3</sup>	0.732582	0.734742	0.810888	0.810888	0.755189	0.021633	0.031047	0.053937	0.755189
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	30.829050	30.919930	34.124420	34.124420	33.207590	0.951267	1.306530	2.269815	33.207590
PM promedio	42.082730	42.082730	42.082780	42.082780	43.972580	43.972580	42.082470	42.082470	43.972580

Tabla 5.6: Resultados de la simulación para la separación propano-propileno (Recompresión de domos).  
Continuación.



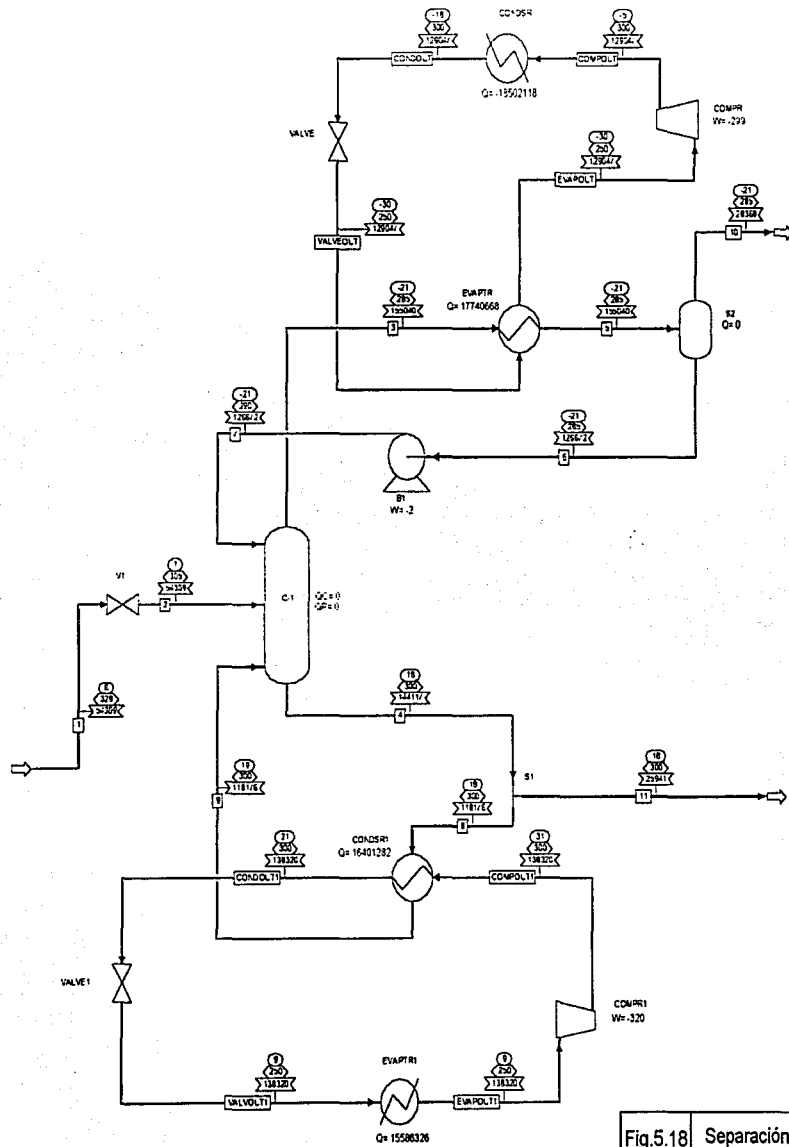
	Temperature (F)
	Pressure (PSI)
	Flow rate (LB/HR)
	Heat duty (BTU/HR)
	Power (HP)
Q	Heat duty (BTU/HR)
W	Power (HP)

Fig.5.17	Separación Propano-Propileno.	
Planta	Tula, Hidalgo	
Por	Isela J. Martinez Medina	
Año	2002	
Nota	Expansión de fondos.	

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
De:		V1	C-1	C-1	HEX-1	V-1	B1	S-1	V2	HEX-1	CMP-1	V-1	S-1
A:	V1	C-1	HEX-1	S-1	V-1	B1	C-1	V2	HEX-1	CMP-1	C-1		
Fase	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO
Flujo molar lbmol/h													
PROPANO	147.7194	147.7194	30.8520	4130.458	30.8520	27.6985	27.6985	3985.892	3985.892	3985.892	3985.892	3.153471	144.5660
PROPILENO	571.2626	571.2626	4675.529	417.8357	4675.529	4118.891	4118.891	403.2115	403.2115	403.2115	403.2119	556.6386	14.62425
Fracción mol													
PROPANO	0.205456	0.205456	0.006555	0.908134	0.006555	0.006680	0.006680	0.908134	0.908134	0.908134	0.908133	0.005633	0.908134
PROPILENO	0.794544	0.794544	0.993445	0.091866	0.993445	0.993320	0.993320	0.091866	0.091866	0.091866	0.091867	0.994367	0.091866
Flujo Total lbmol/h	718.9819	718.9819	4706.381	4548.293	4706.381	4146.589	4146.589	4389.103	4389.103	4389.103	4389.104	559.7921	159.1903
Flujo Total lb/h	30553.01	30553.01	198110.0	199722.0	198110.0	174547.0	174547.0	192731.0	192731.0	192731.0	192731.0	23562.77	6990.26
Flujo Total ft <sup>3</sup> /h	979.7966	7003.640	209733.0	6001.609	29839.11	4893.134	4892.582	5791.552	43473.16	317266.0	196616.0	24945.96	210.0563
Temperatura F	100.0400	50.7572	45.2780	60.13264	45.26493	45.26493	45.32491	60.13264	27.56098	27.73439	73.40279	45.26493	60.13264
Presión Psi	261.2900	110.0000	105.0000	110.0000	105.0000	105.0000	110.0000	110.0000	65.0000	65.0000	110.0000	105.0000	110.0000
Frac Vapor	0.000000	0.205590	1.000000	0.000000	0.118943	0.000000	0.000000	0.000000	0.121954	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000
Frac Líquido	1.000000	0.794410	0.000000	1.000000	0.881057	1.000000	1.000000	1.000000	0.878046	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-8596.226	-8596.226	7272.895	-47488.49	1387.078	585.8450	587.3390	-47488.49	-47488.49	-41177.20	-40558.96	7322.107	-47488.5
Entalpia Btu/lb	-202.2888	-202.2888	172.7781	-1081.463	32.9520	13.9175	13.9530	-1081.463	-1081.463	-937.7354	-923.6560	173.9548	-1081.46
Entalpia Btu/h	-6.2E+06	-6.2E+06	3.4E+07	-2.2E+08	6.5E+06	2.4E+06	2.4E+06	-2.1E+08	-2.1E+08	-1.8E+08	-1.8E+08	4.1E+06	-7.6E+06
Entropia Btu/lbmol <sup>o</sup> R	-5.5E+01	-5.5E+01	-3.9E+01	-7.9E+01	-5.1E+01	-5.3E+01	-5.3E+01	-7.9E+01	-7.9E+01	-6.6E+01	-65.5381	-39.4039	-78.8608
Entropia Btu/lb <sup>o</sup> R	-1.295060	-1.290555	-0.936533	-1.795909	-1.213449	-1.250884	-1.250865	-1.795909	-1.794098	-1.499164	-1.492510	-0.93614	-1.79591
Densidad lbmol/ft <sup>3</sup>	0.733807	0.102658	0.022440	0.757846	0.157725	0.847430	0.847526	0.757846	0.100961	0.013834	0.022323	0.022440	0.757846
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	31.18301	4.362447	0.944579	33.27801	6.639264	35.67181	35.67584	33.27801	4.433342	0.607475	0.980242	0.944553	33.27801
PM promedio	42.49482	42.49482	42.09385	43.91133	42.09385	42.09410	42.09410	43.91133	43.91133	43.91133	43.91133	42.09200	43.91133

Tabla 5.7: Resultados de la simulación separación propano-propileno (Expansión de fondos).





	Temperature (F)
	Pressure (PSI)
	Flow rate (LB/HR)
	Heat duty (BTU/HR)
	Power (HP)
Q	Heat duty (BTU/HR)
W	Power (HP)

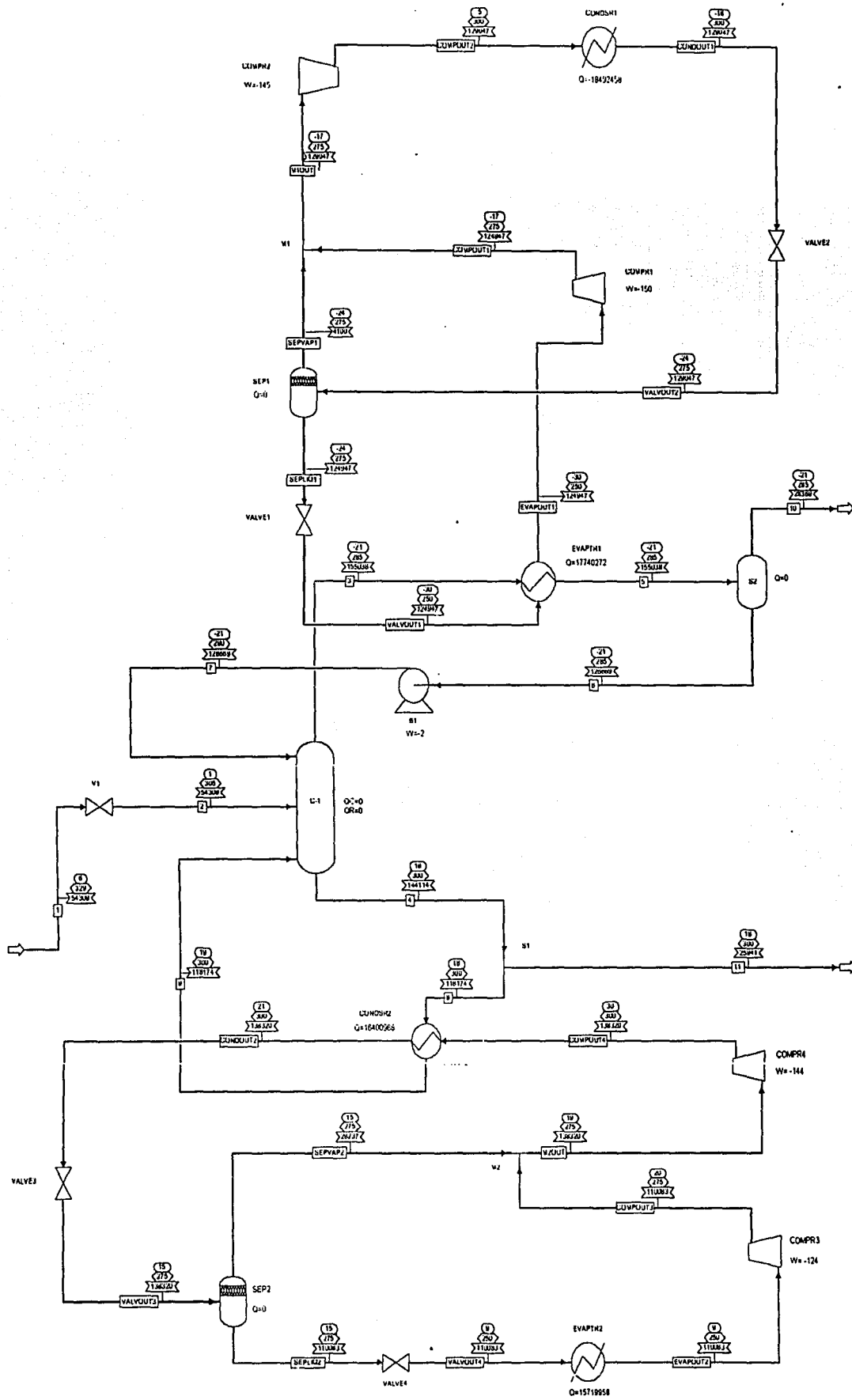
Fig.5.18 Separación Etano-Etileno.		
Planta	Pajaritos, Ver.	
Por	Isela J. Martinez Medina	
Año	2002	
Nota	Ciclo de una etapa.	

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
De:		V1	C-1	C-1	EVAPTR	S2	B1	S1	CONDSR1	S2
A:	V1	C-1	EVAPTR	S1	S2	B1	C-1	CONDSR1	C-1	
Fase	MEZCLA	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR
Flujo molar (lbmol/h)										
ETANO	801.500000	801.500000	29.627480	4431.38000	29.627480	25.774450	25.772810	3633.73200	3633.73200	3.853025
ETILENO	1076.80000	1076.80000	5494.78300	387.360600	5494.78300	4487.70800	4487.70700	317.635700	317.635700	1007.07500
Fracción mol										
ETANO	0.426716	0.426716	0.005363	0.919614	0.005363	0.005711	0.005710	0.919614	0.919614	0.003811
ETILENO	0.573284	0.573284	0.994637	0.080386	0.994637	0.994290	0.994290	0.080386	0.080386	0.996189
Flujo másico lb/h										
ETANO	24100.8200	24100.8200	890.887600	1.3325E+05	890.887600	775.028500	774.979100	1.0927E+05	1.0927E+05	115.859100
ETILENO	30208.2900	30208.2900	154149.000	10866.9200	154149.000	125897.000	125897.000	8910.8750	8910.8750	28252.2300
Flujo Total lbmol/h	1878.3000	1878.3000	5524.4100	4818.7410	5524.4100	4513.4820	4513.4800	3951.3670	3951.3670	1010.9280
Flujo Total lb/h	54309.1100	54309.1100	155040.000	144117.000	155040.000	126672.000	126672.000	118176.000	118176.000	28368.0900
Flujo Total ft <sup>3</sup> /h	14421.0100	15859.8500	66451.4800	5440.6800	16663.2600	4505.5560	4504.7620	4461.3570	48127.0100	12157.6600
Temperatura F	6.000000	0.815299	-20.955660	17.560410	-21.031150	-21.031090	-20.933790	17.560410	18.566570	-21.031090
Presión Psi	329.000000	305.000000	285.000000	300.000000	285.000000	285.000000	290.000000	300.000000	300.000000	285.000000
Frac Vapor	0.691977	0.700838	1.000000	0.000000	0.182994	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000
Frac Líquido	0.308023	0.299162	0.000000	1.000000	0.817006	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-5188.64600	-5188.64600	20650.3300	-36947.3400	17439.0000	16699.4300	16700.7300	-36947.3400	-32796.5500	20740.9700
Entalpia Btu/lb	-179.451200	-179.451200	735.814900	-1235.38300	621.388600	595.021100	595.067400	-1235.3830	-1096.5960	739.127100
Entalpia Btu/h	-9.7458E+06	-9.7458E+06	1.1408E+08	-178040000	9.6340E+07	7.5373E+07	7.5378E+07	-145990000	-129590000	20967600
Entropia Btu/lbmol <sup>o</sup> R	-35.139290	-35.061790	-21.713340	-55.871230	-29.033890	-30.679630	-30.678820	-55.871230	-47.183620	-21.686190
Entropia Btu/lb <sup>o</sup> R	-1.215305	-1.212625	-0.773692	-1.868129	-1.034539	-1.093153	-1.093124	-1.868129	-1.577647	-0.772811
Densidad lbmol/ft <sup>3</sup>	0.130248	0.118431	0.083135	0.885687	0.331532	1.001759	1.001935	0.885687	0.082103	0.083152
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	3.765972	3.424313	2.333134	26.488770	9.304314	28.114650	28.119590	26.488770	2.455500	2.333351
PM promedio	28.913970	28.913970	28.064570	29.907590	28.064570	28.065270	28.065270	29.907590	29.907590	28.061440

Tabla 5.8: Resultados de la simulación separación etano-etileno (Ciclo de una etapa).

Corriente	11	COMPOUT	COMPOUT1	CONDOUT	CONDOUT1	EVAPOUT	EVAPOUT1	VALVEOUT	VALVOUT1
De:	S1	COMPR	COMPR1	CONDSR	CONDSR1	EVAPTR	EVAPTR1	VALVE	VALVE1
A:		CONDSR	CONDSR1	VALVE	VALVE1	COMPR	COMPR1	EVAPTR	EVAPTR1
Fase	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	MEZCLA
Flujo molar (lbmol/h)									
ETANO	797.648400	0.000000	4600.00000	0.000000	4600.00000	0.000000	4600.00000	0.000000	4600.00000
ETILENO	69.724910	4600.00000	0.000000	4600.00000	0.000000	4600.00000	0.000000	4600.00000	0.000000
Fracción mol									
ETANO	0.919614	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000
ETILENO	0.080386	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000
Flujo másico lb/h									
ETANO	23985.0000	0.000000	1.3832E+05	0.000000	1.3832E+05	0.000000	1.3832E+05	0.000000	1.3832E+05
ETILENO	1956.04600	129047.000	0.000000	1.2905E+05	0.000000	1.2905E+05	0.000000	1.2905E+05	0.000000
Flujo Total lbmol/h	867.373400	4600.00000	4600.00000	4600.00000	4600.00000	4600.00000	4600.00000	4600.00000	4600.00000
Flujo Total lb/h	25941.0500	129047.000	138320.000	129047.000	138320.000	129047.000	138320.000	129047.000	138320.000
Flujo Total ft <sup>3</sup> /h	979.322400	56016.8800	59255.2000	4654.85100	14451.7200	63995.5500	69115.7100	8164.52100	20361.0400
Temperatura F	17.560410	-4.593623	31.288610	-17.864110	21.201160	-29.570720	8.536867	-29.570110	8.536873
Presión Psi	300.000000	300.000000	300.000000	300.000000	300.000000	250.000000	250.000000	250.000000	250.000000
Frac Vapor	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.180494	1.000000	1.000000	0.062520	0.239511
Frac Líquido	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	0.819506	0.000000	0.000000	0.937480	0.760490
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-36947.3400	21134.1200	-37334.6600	17111.9200	-40900.1600	20968.5900	-37511.8300	17111.9200	-40900.1600
Entalpia Btu/lb	-1235.3830	753.343600	-1241.60700	609.968900	-1360.18100	747.443100	-1247.49900	609.968900	-1360.18100
Entalpia Btu/h	-32047000.0	97217000.0	-1.7174E+08	7.8715E+07	-1.8814E+08	9.6456E+07	-1.7255E+08	7.8715E+07	-1.8814E+08
Entropia Btu/lbmol*R	-55.871230	-21.322030	-49.685670	-30.420250	-57.096860	-21.424290	-49.787040	-30.391200	-57.023860
Entropia Btu/lb.*R	-1.868129	-0.760042	-1.652353	-1.084356	-1.898821	-0.763687	-1.655724	-1.083320	-1.896393
Densidad lbmol/ft <sup>3</sup>	0.885687	0.082118	0.077630	0.988217	0.318301	0.071880	0.066555	0.563413	0.225922
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	26.488770	2.303722	2.334316	27.723190	9.571205	2.016504	2.001287	15.805860	6.793382
PM promedio	29.907590	28.053760	30.069640	28.053760	30.069640	28.053760	30.069640	28.053760	30.069640

Tabla 5.8: Resultados de la simulación separación etano-etileno (Ciclo de una etapa).  
Continuación.



	Temperature (F)
	Pressure (PSI)
	Flow rate (LB/HR)
	Heat duty (BTU/HR)
	Power (HP)
Q	Heat duty (BTU/HR)
W	Power (HP)

Fig.5.19 Separación Etano-Etileno.		
Planta	Pajaritos, Ver.	
Por	Isela J. Martinez Medina	
Año	2002	
Nota	Ciclo de dos etapas.	

70

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
De:		V1	C-1	C-1	EVAPTR1	S2	B1	S1	CONDSR2	S2
A:	V1	C-1	EVAPTR1	S1	S2	B1	C-1	CONDSR2	C-1	
Fase	MEZCLA	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR
Flujo molar (lbmol/h)										
ETANO	801.500000	801.500000	29.731060	4431.29600	29.731060	25.864390	25.864390	3633.66300	3633.66300	3.866670
ETILENO	1076.80000	1076.80000	5494.58200	387.352200	5494.58200	4487.50200	4487.50200	317.628800	317.628800	1007.08000
Fracción mol										
ETANO	0.426716	0.426716	0.005382	0.919614	0.005382	0.005731	0.005731	0.919614	0.919614	0.003825
ETILENO	0.573284	0.573284	0.994618	0.080386	0.994618	0.994269	0.994269	0.080386	0.080386	0.996175
Flujo másico lb/h										
ETANO	24100.8200	24100.8200	894.002100	1.3325E+05	894.002100	777.732800	777.732800	1.0926E+05	1.0926E+05	116.269400
ETILENO	30208.2900	30208.2900	154144.000	10866.6900	154144.000	125891.000	125891.000	8910.683	8910.683	28252.3800
Flujo Total lbmol/h	1878.30000	1878.30000	5524.31300	4818.64800	5524.31300	4513.36600	4513.36600	3951.29200	3951.29200	1010.9470
Flujo Total lb/h	54309.1100	54309.1100	155038.000	144114.000	155038.000	126669.000	126669.000	118174.000	118174.000	28368.6500
Flujo Total ft <sup>3</sup> /h	14421.0100	15859.8500	66450.4700	5440.5760	16663.4000	4505.4480	4504.6530	4461.2720	48126.0900	12157.9100
Temperatura F	6.000000	0.815299	-20.954730	17.560420	-21.030490	-21.030430	-20.933340	17.560420	18.566580	-21.030430
Presión Psi	329.000000	305.000000	285.000000	300.000000	285.000000	285.000000	290.000000	300.000000	300.000000	285.000000
Frac Vapor	0.691977	0.700838	1.000000	0.000000	0.183000	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000
Frac Líquido	0.308023	0.299162	0.000000	1.000000	0.817000	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-5188.6460	-5188.6460	20649.2300	-36947.3500	17437.9200	16698.2500	16699.5200	-36947.3500	-32796.5600	20740.1900
Entalpia Btu/lb	-179.451200	-179.451200	735.774700	-1235.38400	621.349100	594.978100	595.023600	-1235.38400	-1096.5970	739.098500
Entalpia Btu/h	-9.7458E+06	-9.7458E+06	1.1407E+08	-1.7804E+08	9.6333E+07	7.5365E+07	7.5371E+07	-1.4599E+08	-129590000	20967200
Entropia Btu/lbmol <sup>o</sup> R	-35.139290	-35.061790	-21.713680	-55.871240	-29.034170	-30.680000	-30.679200	-55.871240	-47.183620	-21.686420
Entropia Btu/lb <sup>o</sup> R	-1.215305	-1.212625	-0.773703	-1.868129	-1.034548	-1.093164	-1.093136	-1.868129	-1.577647	-0.772819
Densidad lbmol/ft <sup>3</sup>	0.130248	0.118431	0.083134	0.885687	0.331524	1.001758	1.001934	0.885687	0.082103	0.083151
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	3.765972	3.424313	2.333132	26.488770	9.304085	28.114640	28.119600	26.488770	2.455500	2.333349
PM promedio	28.913970	28.913970	28.064610	29.907590	28.064610	28.065310	28.065310	29.907590	29.907590	28.061470

Tabla 5.9: Resultados de la simulación separación etano-etileno (Ciclo de Dos Etapas).

Corriente	11	COMPOUT1	COMPOUT2	COMPOUT3	COMPOUT4	CONDOUT1	CONDOUT2	EVAPOUT1	EVAPOUT2	M1OUT
De:	S1	COMPR1	COMPR2	COMPR3	COMPR4	CONDSR1	CONDSR2	EVAPTR1	EVAPTR2	M1
A:		M1	CONDSR1	M2	CONDSR2	VALVE2	VALVE3	COMPR1	COMPR3	COMPR2
Fase	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR	VAPOR	VAPOR
Flujo molar (lbmol/h)										
ETANO	797.633300	0.000000	0.000000	3660.94800	4600.00000	0.000000	4600.00000	0.000000	3660.94800	0.000000
ETILENO	69.723400	4453.85600	4600.00000	0.000000	0.000000	4600.00000	0.000000	4453.85600	0.000000	4600.00000
Fracción mol										
ETANO	0.919614	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000
ETILENO	0.080386	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000
Flujo másico lb/h										
ETANO	23984.5500	0.000000	0.000000	1.1008E+05	1.3832E+05	0.000000	1.3832E+05	0.000000	1.1008E+05	0.000000
ETILENO	1956.00400	124947.000	129047.000	0.000000	0.000000	1.2905E+05	0.000000	1.2495E+05	0.000000	1.2905E+05
Flujo Total lbmol/h	867.356800	4453.85600	4600.00000	3660.94800	4600.00000	4600.00000	4600.00000	4453.85600	3660.94800	4.6000E+03
Flujo Total lb/h	25940.5500	124947.000	129047.000	110083.000	138320.000	129047.000	138320.000	124947.000	110083.000	1.2905E+05
Flujo Total ft <sup>3</sup> /h	979.303700	57811.4500	55971.2100	50672.2400	58755.6400	4654.85100	14121.8700	61962.3800	55006.3100	5.9641E+04
Temperatura F	17.560420	-16.585020	-4.756720	19.982670	29.591270	-17.864110	21.201160	-29.570720	8.536867	-16.806450
Presión Psi	300.000000	275.000000	300.000000	275.000000	300.000000	300.000000	300.000000	250.000000	250.000000	275.000000
Frac Vapor	0.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.174020	1.000000	1.000000	1.000000
Frac Líquido	1.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	0.825981	0.000000	0.000000	0.000000
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-36947.3500	21054.4800	21132.0200	-37425.4900	-37361.6200	17111.9200	-40927.0500	20968.5900	-37511.8300	21051.6700
Entalpia Btu/lb	-1235.38400	750.504900	753.268800	-1244.62700	-1242.50300	609.968900	-1361.07500	747.443100	-1247.49900	750.404500
Entalpia Btu/h	-32047000	93773600	97207300	-137010000	-171860000	7.8715E+07	-1.8826E+08	9.3391E+07	-1.3733E+08	9.6838E+07
Entropia Btu/lbmol <sup>o</sup> R	-55.871240	-21.369890	-21.326650	-49.745580	-49.740670	-30.420250	-57.152770	-21.424290	-49.787040	-21.376200
Entropia Btu/lb <sup>o</sup> R	-1.868129	-0.761748	-0.760206	-1.654346	-1.654182	-1.084356	-1.900680	-0.763687	-1.655724	-0.761973
Densidad lbmol/ft <sup>3</sup>	0.885687	0.077041	0.082185	0.072248	0.078290	0.988217	0.325736	0.071880	0.066555	0.077128
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	26.488770	2.161292	2.305601	2.172460	2.354163	27.723190	9.794763	2.016504	2.001287	2.163720
PM promedio	29.907590	28.053760	28.053760	30.069640	30.069640	28.053760	30.069640	28.053760	30.069640	28.053760

Tabla 5.9: Resultados de la simulación separación etano-etileno (Ciclo de Dos Etapas).  
Continuación.

Corriente	M2OUT	SEPLIQ1	SEPLIQ2	SEPVAP1	SEPVAP2	VALVOUT1	VALVOUT2	VALVOUT3	VALVOUT4
De:	M2	SEP1	SEP2	SEP1	SEP2	VALVE1	VALVE2	VALVE3	VALVE4
A:	COMPR4	VALVE1	VALVE4	M1	M2	EVAPTR1	SEP1	SEP2	EVAPTR2
Fase	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA
Flujo molar (lbmol/h)									
ETANO	4600.00000	0.000000	3660.94800	0.000000	939.051600	0.000000	0.000000	4600.00000	3660.94800
ETILENO	0.000000	4453.85600	0.000000	146.143900	0.000000	4453.85600	4600.00000	0.000000	0.000000
Fracción mol									
ETANO	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000
ETILENO	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000
Flujo másico lb/h									
ETANO	1.3832E+05	0.000000	1.1008E+05	0.000000	28236.9500	0.000000	0.000000	1.3832E+05	1.1008E+05
ETILENO	0.000000	1.2495E+05	0.000000	4099.88500	0.000000	1.2495E+05	1.2905E+05	0.000000	0.000000
Flujo Total lbmol/h	4600.00000	4453.85600	3660.94800	146.143900	939.051600	4453.85600	4600.00000	4600.00000	3660.94800
Flujo Total lb/h	1.3832E+05	1.2495E+05	1.1008E+05	4.0999E+03	2.8237E+04	1.2495E+05	1.2905E+05	1.3832E+05	1.1008E+05
Flujo Total ft <sup>3</sup> /h	6.3354E+04	4.4021E+03	4.0820E+03	1.8289E+03	1.2679E+04	6.1326E+03	6.2310E+03	1.6761E+04	5.8336E+03
Temperatura F	18.976510	-23.523560	15.078870	-23.523560	15.078870	-29.570110	-23.523560	15.078870	8.536873
Presión Psi	275.000000	275.000000	275.000000	275.000000	275.000000	250.000000	275.000000	275.000000	250.000000
Frac Vapor	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	0.031781	0.031770	0.204142	0.036248
Frac Líquido	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	0.968219	0.968230	0.795858	0.963752
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-37441.0600	16985.4600	-41805.7900	20965.8700	-37501.7500	16985.4600	17111.9200	-40927.1600	-41805.7900
Entalpia Btu/lb	-1245.14500	605.461200	-1390.29900	747.346200	-1247.16300	605.461200	609.968900	-1361.07900	-1390.29900
Entalpia Btu/h	-172230000	75650800	-153050000	3064030	-35216000	75650800	78714800	-188260000	-153050000
Entropia Btu/lbmol <sup>o</sup> R	-49.778060	-30.697780	-58.971320	-21.571470	-49.905390	-30.685220	-30.407840	-57.120590	-58.958110
Entropia Btu/lb <sup>o</sup> -R	-1.655426	-1.094249	-1.961158	-0.768933	-1.659660	-1.093801	-1.083913	-1.899610	-1.960719
Densidad lbmol/ft <sup>3</sup>	0.072608	1.011768	0.896841	0.079906	0.074061	0.726259	0.738246	0.274440	0.627561
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	2.183302	28.383910	26.967690	2.241676	2.226998	20.374280	20.710570	8.252303	18.870520
PM promedio	30.069640	28.053760	30.069640	28.053760	30.069640	28.053760	28.053760	30.069640	30.069640

Tabla 5.9: Resultados de la simulación separación etano-etileno (Ciclo de Dos Etapas).  
Continuación.

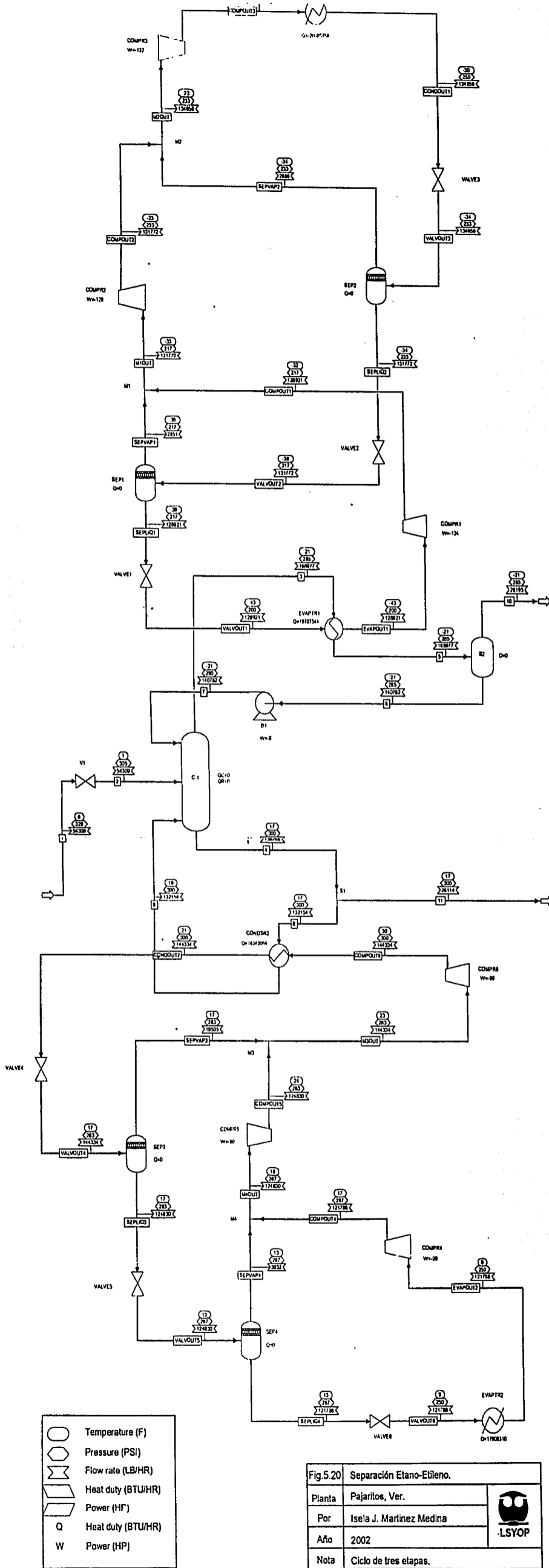



Fig.5.20 Separación Etano-Etileno.

Planta	Pajaritos, Ver.	 LSYOP
Por	Iseia J. Martinez Medina	
Año	2002	
Nota	Ciclo de tres etapas.	



Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
De:		V1	C-1	C-1	EVAPTR1	S2	B1	S1	CONDSR2	S2
A:	V1	C-1	EVAPTR1	S1	S2	B1	C-1	CONDSR2	C-1	
Fase	MEZCLA	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR
Flujo molar (lbmol/h)										
ETANO	801.500000	801.500000	5.5106E-04	4.8576E+03	5.5106E-04	4.8621E-04	4.8621E-04	4.0561E+03	4.0561E+03	6.48535E-05
ETILENO	1076.80000	1076.80000	6023.33500	434.971000	6023.33500	5018.30600	5018.30600	363.200800	363.200800	1005.02900
Fracción mol										
ETANO	0.426716	0.426716	9.14882E-08	0.917814	9.14882E-08	9.68874E-08	9.68874E-08	0.917814	0.917814	6.45289E-08
ETILENO	0.573284	0.573284	1.000000	0.082186	1.000000	1.000000	1.000000	0.082186	0.082186	1.000000
Flujo másico lb/h										
ETANO	24100.8200	24100.8200	0.016570	1.4607E+05	0.016570	0.014620	0.014620	1.2197E+05	1.2197E+05	0.001950
ETILENO	30208.290	30208.290	168977.000	12202.570	168977.000	140782.000	140782.000	10189.150	10189.150	28194.8500
Flujo Total lbmol/h	1878.300	1878.300	6023.335	5292.547	6023.335	5018.306	5018.306	4419.277	4419.277	1005.02900
Flujo Total lb/h	54309.110	54309.110	168977.000	158268.000	168977.000	140782.000	140782.000	132154.000	132154.000	28194.8500
Flujo Total ft <sup>3</sup> /h	14421.610	15859.850	72401.590	5974.072	17087.420	5006.781	5005.888	4988.350	53822.050	12080.6400
Temperatura F	6.000000	0.815299	-21.216660	17.479960	-21.216660	-21.216660	-21.119990	17.479960	18.506800	-21.216660
Presión Psi	329.000000	305.000000	285.000000	300.000000	285.000000	285.000000	290.000000	300.000000	300.000000	285.000000
Frac Vapor	0.691977	0.700838	1.000000	0.000000	0.166856	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000
Frac Líquido	0.308023	0.299162	0.000000	1.000000	0.833144	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-5188.6460	-5188.6460	20963.6300	-36842.0400	17691.7700	17036.5000	17037.7600	-36842.0400	-32691.3400	20963.6300
Entalpia Btu/lb	-179.451200	-179.451200	747.266400	-1232.01200	630.637900	607.280500	607.325400	-1232.01200	-1093.21100	747.266300
Entalpia Btu/h	-9.7458E+06	-9.7458E+06	1.2627E+08	-1.9499E+08	1.0656E+08	8.5494E+07	8.5501E+07	-1.6282E+08	-1.4447E+08	2.1069E+07
Entropia Btu/lbmol <sup>o</sup> R	-35.139290	-35.061790	-21.628480	-55.812590	-29.090770	-30.585260	-30.584490	-55.812590	-47.123910	-21.628480
Entropia Btu/lb <sup>o</sup> R	-1.215305	-1.212625	-0.770966	-1.866394	-1.036965	-1.090238	-1.090210	-1.866394	-1.575842	-0.770966
Densidad lbmol/ft <sup>3</sup>	0.130248	0.118431	0.083193	0.885920	0.352501	1.002302	1.002481	0.885920	0.082109	0.083193
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	3.765972	3.424313	2.333888	26.492510	9.888986	28.118330	28.123350	26.492510	2.455386	2.333888
PM promedio	28.913970	28.913970	28.053760	29.903960	28.053760	28.053760	28.053760	29.903960	29.903960	28.053760

Tabla 5.10: Resultados de la simulación separación etano-etileno (Ciclo de Tres Etapas).

Corriente	11	COMPOUT1	COMPOUT2	COMPOUT3	COMPOUT4	COMPOUT5	COMPOUT6	CONDOUT1	CONDOUT2	EVAPOUT1
De:	S1	COMPR1	COMPR2	COMPR3	COMPR4	COMPR5	COMPR6	CONDSR1	CONDSR2	EVAPTR1
A:		M1	M2	CONDSR1	M4	M3	CONDSR2	VALVE3	VALVE4	COMPR1
Fase	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR
Flujo molar (lbmol/h)										
ETANO	801.500100	0.000000	0.000000	0.000000	4050.52300	4151.35500	4800.00000	0.000000	4800.00000	0.000000
ETILENO	71.770220	4595.48800	4697.11300	4800.00000	0.000000	0.000000	0.000000	4800.00000	0.000000	4595.48800
Fracción mol										
ETANO	0.917814	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	1.000000	0.000000
ETILENO	0.082186	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	0.000000	1.000000
Flujo másico lb/h										
ETANO	24100.8200	0.000000	0.000000	0.000000	1.2180E+05	1.2483E+05	1.4433E+05	0.000000	1.4433E+05	0.000000
ETILENO	2013.424	128921.000	131772.000	134658.000	0.000000	0.000000	0.000000	1.3466E+05	0.000000	1.2892E+05
Flujo Total lbmol/h	873.270300	4595.48800	4697.11300	4800.00000	4050.52300	4151.35500	4800.00000	4800.00000	4800.00000	4.5955E+03
Flujo Total lb/h	26114.240	128921.000	131772.000	134658.000	121798.000	124830.000	144334.000	134658.000	144334.000	1.2892E+05
Flujo Total ft <sup>3</sup> /h	985.721900	76711.9400	74273.2000	72115.0200	57650.4200	56049.2700	61400.7700	4634.1980	11517.7500	8.1267E+04
Temperatura F	17.479960	-32.485630	-22.606080	-13.410340	16.535040	23.792490	29.884820	-29.572620	21.201160	-43.135810
Presión Psi	300.000000	216.650000	233.320000	249.990000	266.660000	283.330000	300.000000	249.990000	300.000000	199.980000
Frac Vapor	0.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.113486	1.000000
Frac Líquido	1.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	0.886514	0.000000
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-36842.0400	21033.4300	21101.2700	21164.2000	-37449.3700	-37395.3000	-37356.9500	16854.6700	-41178.4200	20960.1300
Entalpia Btu/lb	-1232.01200	749.754300	752.172700	754.415800	-1245.42100	-1243.62300	-1242.34800	600.798900	-1369.43500	747.141500
Entalpia Btu/h	-3.2173E+07	9.6659E+07	9.9115E+07	1.0159E+08	-1.5169E+08	-1.5524E+08	-1.7931E+08	8.0902E+07	-1.9766E+08	9.6322E+07
Entropia Btu/lbmol <sup>o</sup> R	-55.812590	-21.053590	-21.012540	-20.977700	-49.750210	-49.726630	-49.731120	-30.989320	-57.675530	-21.101740
Entropia Btu/lb <sup>o</sup> R	-1.866394	-0.750473	-0.749010	-0.747768	-1.654500	-1.653715	-1.653865	-1.104641	-1.918065	-0.752189
Densidad lbmol/ft <sup>3</sup>	0.885920	0.059906	0.063241	0.066560	0.070260	0.074066	0.078175	1.035778	0.416748	0.056548
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	26.492510	1.680582	1.774149	1.867268	2.112695	2.227143	2.350692	29.057460	12.531460	1.586380
PM promedio	29.903960	28.053760	28.053760	28.053760	30.069640	30.069640	30.069640	28.053760	30.069640	28.053760

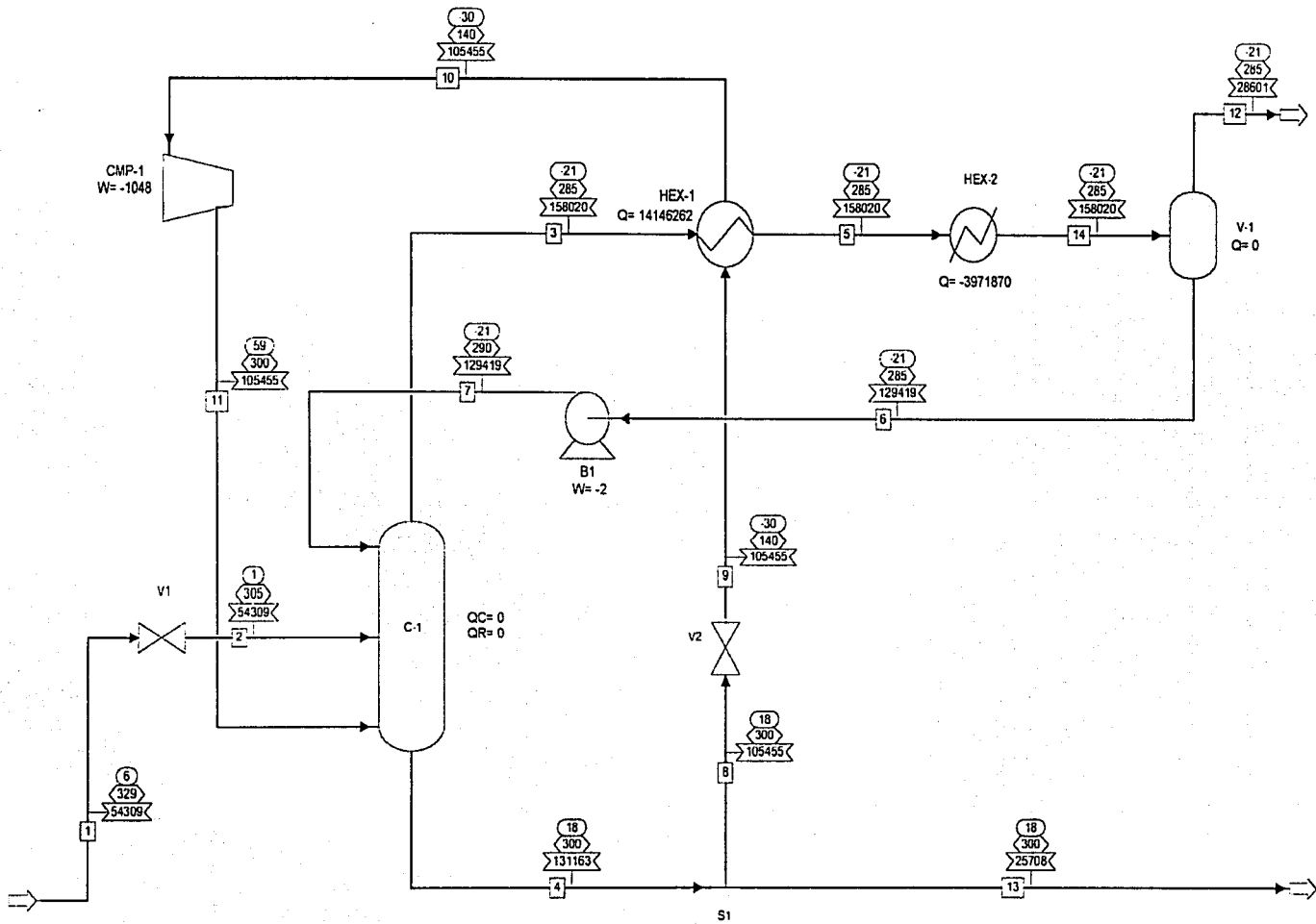
Tabla 5.10: Resultados de la simulación separación etano-etileno (Ciclo de Tres Etapas).  
Continuación.

Corriente	EVAPOUT2	M1OUT	M2OUT	M3OUT	M4OUT	SEPLIQ1	SEPLIQ2	SEPLIQ3	SEPLIQ4	SEPVAP1
De:	EVAPTR2	M1	M2	M3	M4	SEP1	SEP2	SEP3	SEP4	SEP1
A:	COMPR4	COMPR2	COMPR3	COMPR6	COMPR5	VALVE1	VALVE2	VALVE5	VALVE6	M1
Fase	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR
Flujo molar (lbmol/h)										
ETANO	4050.52300	0.000000	0.000000	4800.00000	4151.35500	0.000000	0.000000	4151.35500	4050.52300	0.000000
ETILENO	0.000000	4697.11300	4800.00000	0.000000	0.000000	4595.48800	4697.11300	0.000000	0.000000	101.624900
Fracción mol										
ETANO	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000
ETILENO	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000
Flujo másico lb/h										
ETANO	1.2180E+05	0.000000	0.000000	1.4433E+05	1.2483E+05	0.000000	0.000000	1.2483E+05	1.2180E+05	0.000000
ETILENO	0.000000	1.3177E+05	1.3466E+05	0.000000	0.000000	1.2892E+05	1.3177E+05	0.000000	0.000000	2850.96100
Flujo Total lbmol/h	4050.52300	4697.11300	4800.00000	4800.00000	4151.35500	4595.48800	4697.11300	4151.35500	4050.52300	101.624900
Flujo Total lb/h	1.2180E+05	1.3177E+05	1.3466E+05	1.4433E+05	1.2483E+05	1.2892E+05	1.3177E+05	1.2483E+05	1.2180E+05	2850.96100
Flujo Total ft³/h	60862.4300	78363.2200	75818.0000	64517.7200	59060.3100	4299.8400	4464.4860	4666.5960	4479.9580	1650.87600
Temperatura F	8.534157	-32.613170	-22.848810	22.889860	16.447700	-38.363110	-33.853480	17.162240	12.946460	-38.363110
Presión Psi	249.990000	216.650000	233.320000	283.330000	266.660000	216.650000	233.320000	283.330000	266.660000	216.650000
Frac Vapor	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000
Frac Líquido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	-37511.8400	21031.9500	21098.4200	-37409.3900	-37450.7100	16671.6700	16764.5700	-41753.2400	-41859.0000	20965.2400
Entalpia Btu/lb	-1247.49900	749.701700	752.070900	-1244.09200	-1245.46600	594.275900	597.587200	-1388.55100	-1392.06900	747.323600
Entalpia Btu/h	-1.5194E+08	9.8790E+07	1.0127E+08	-1.7957E+08	-1.5547E+08	7.6615E+07	7.8745E+07	-1.7333E+08	-1.6955E+08	2.1306E+06
Entropia Btu/lbmol°R	-49.786990	-21.057040	-21.019050	-49.755790	-49.753010	-31.405390	-31.192950	-58.864500	-59.080050	-21.214330
Entropia Btu/lb°R	-1.655723	-0.750596	-0.749242	-1.654685	-1.654593	-1.119472	-1.111899	-1.957606	-1.964774	-0.756203
Densidad lbmol/ft³	0.066552	0.059940	0.063310	0.074398	0.070290	1.068758	1.052106	0.889590	0.904143	0.061558
Densidad lb/ft³	2.001198	1.681550	1.776070	2.237126	2.113598	29.982680	29.515530	26.749640	27.187260	1.726938
PM promedio	30.069640	28.053760	28.053760	30.069640	30.069640	28.053760	28.053760	30.069640	30.069640	28.053760

Tabla 5.10: Resultados de la simulación separación etano-etileno (Ciclo de Tres Etapas).  
Continuación.

Corriente	SEPVAP2	SEPVAP3	SEPVAP4	VALVOUT1	VALVOUT2	VALVOUT3	VALVOUT4	VALVOUT5	VALVOUT6
De:	SEP2	SEP3	SEP4	VALVE1	VALVE2	VALVE3	VALVE4	VALVE5	VALVE6
A:	M2	M3	M4	EVAPTR1	SEP1	SEP2	SEP3	SEP4	EVAPTR2
Fase	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA
Flujo molar (lbmol/h)									
ETANO	0.000000	648.644700	100.832100	0.000000	0.000000	0.000000	4800.00000	4151.35500	4050.52300
ETILENO	102.886700	0.000000	0.000000	4595.48800	4697.11300	4800.00000	0.000000	0.000000	0.000000
Fracción mol									
ETANO	0.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	1.000000
ETILENO	1.000000	0.000000	0.000000	1.000000	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Flujo másico lb/h									
ETANO	0.000000	19504.5100	3031.9850	0.000000	0.000000	0.000000	1.4433E+05	1.2483E+05	1.2180E+05
ETILENO	2886.36000	0.000000	0.000000	1.2892E+05	1.3177E+05	1.3466E+05	0.000000	0.000000	0.000000
Flujo Total lbmol/h	102.886700	648.644700	100.832100	4595.48800	4697.11300	4800.00000	4800.00000	4151.35500	4050.52300
Flujo Total lb/h	2886.360	19504.510	3031.985	128921.000	131772.000	134658.000	144334.000	124830.000	121798.000
Flujo Total ft <sup>3</sup> /h	1543.3280	8465.4380	1409.6910	5922.0000	5950.7180	6007.8140	13132.0300	5889.6480	5780.9980
Temperatura F	-33.853480	17.162240	12.946460	-43.133120	-38.363110	-33.853480	17.162240	12.946460	8.534163
Presión Psi	233.320000	283.330000	266.660000	199.980000	216.650000	233.320000	283.330000	266.660000	249.990000
Frac Vapor	1.000000	1.000000	1.000000	0.021933	0.021636	0.021435	0.135134	0.024289	0.024319
Frac Líquido	0.000000	0.000000	0.000000	0.978067	0.978364	0.978565	0.864866	0.975711	0.975681
Frac Sólido	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Entalpia Btu/lbmol	20967.9800	-37499.6000	-37504.5000	16671.6700	16764.5700	16854.6700	-41178.4300	-41753.2400	-41859.0000
Entalpia Btu/lb	747.421400	-1247.09200	-1247.25500	594.275900	597.587200	600.798900	-1369.43500	-1388.55100	-1392.06900
Entalpia Btu/h	2.1573E+06	-2.4324E+07	-3.7817E+06	7.6615E+07	7.8745E+07	8.0902E+07	-1.9766E+08	-1.7333E+08	-1.6955E+08
Entropia Btu/lbmol <sup>o</sup> R	-21.321530	-49.943870	-49.866420	-31.397240	-31.184900	-30.981360	-57.659020	-58.856260	-59.071770
Entropia Btu/lb <sup>o</sup> R	-0.760024	-1.660940	-1.658364	-1.119181	-1.111612	-1.104357	-1.917516	-1.957332	-1.964499
Densidad lbmol/ft <sup>3</sup>	0.066666	0.076623	0.071528	0.776003	0.789336	0.798959	0.365518	0.704856	0.700662
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	1.870218	2.304017	2.150815	21.769790	22.143830	22.413820	10.991010	21.194770	21.068640
PM promedio	28.053760	30.069640	30.069640	28.053760	28.053760	28.053760	30.069640	30.069640	30.069640

Tabla 5.10: Resultados de la simulación separación etano-etileno (Ciclo de Tres Etapas).  
Continuación.



	Temperature (F)
	Pressure (PSI)
	Flow rate (LB/HR)
	Heat duty (BTU/HR)
	Power (HP)
Q	Heat duty (BTU/HR)
W	Power (HP)

Fig.5.21 Separación Etano-Etileno.		
Planta	Pajaritos, Ver.	
Por	Isela J. Martinez Medina	
Año	2002	
Nota	Expansión de fondos.	

t8

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
De:		V1	C-1	C-1	HEX-1	V-1	B1	S1	V2	HEX-1	CMP-1	V-1	S1	HEX-2
A:	V1	C-1	HEX-1	S1	HEX-2	B1	C-1	V2	HEX-1	CMP-1	C-1			V-1
Fase	MIXED	MIXED	VAPOR	LIQUID	MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUID	MIXED
Flujo molar lbmol/h														
ETANO	801.500	801.500	4.522	4086.33	4.522	3.941	3.941	3285.41	3285.407	3285.407	3285.41	0.580	800.920	4.521
ETILENO	1076.800	1076.800	5627.923	295.444	5627.92	4609.03	4609.03	237.537	237.537	237.537	237.537	1018.89	57.907	5627.92
Fracción mol														
ETANO	0.42672	0.426716	0.00080	0.93257	0.00080	0.00085	0.00085	0.93257	0.93257	0.93257	0.93257	0.00057	0.93257	0.00080
ETILENO	0.57328	0.57328	0.99920	0.06743	0.99920	0.99915	0.99915	0.06743	0.06743	0.06743	0.06743	0.99943	0.06743	0.99920
Flujo másico lb/h														
ETANO	24100.82	24100.82	135.9618	122874	135.962	118.501	118.501	98791.0	98791.00	98791.00	98791.0	17.4478	24083.4	135.949
ETILENO	30208.29	30208.29	157884.0	8288.32	157884	129301	129301	6663.81	6663.809	6663.809	6663.8	28583.8	1624.5	157884
Flujo Total lbmol/h	1878.300	1878.300	5632.445	4381.77	5632.45	4612.97	4612.97	3522.94	3522.944	3522.944	3522.9	1019.47	858.8	5632.45
Flujo Total lb/h	54309.11	54309.11	158020.0	131163	158020	129419	129419	105455	105455.0	105455.0	105455	28601.2	25707.9	158020
Flujo Total ft <sup>3</sup> /h	14421.01	15859.85	67710.21	4956.70	28005.8	4602.75	4601.94	3985.19	23874.69	97114.24	51566.9	12255.2	971.5	16857.9
Temperatura F	6.000	0.8153	-21.1775	18.1412	-21.187	-21.1889	-21.092	18.1412	-30.4707	-29.7142	59.4623	-21.189	18.1412	-21.19
Presión Psi	329.000	305.0000	285.0000	300.000	285.000	285.000	290.000	300.000	140.0000	140.0000	300.000	285.000	300.000	285.00
Frac Vapor	0.692	0.7008	1.0000	0.0000	0.3605	0.0000	0.0000	0.0000	0.2187	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.1810
Frac Líquido	0.308	0.2992	0.0000	1.0000	0.6395	1.0000	1.0000	1.0000	0.7813	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.8190
Frac Sólido	0.000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Entalpia Btu/lbmol	-5188.65	-5188.65	20916.74	-37705.8	18405.2	16986.1	16987.4	-37706	-37705.8	-33690.3	-32933	20930.4	-37706	17700.0
Entalpia Btu/lb	-179.451	-179.451	745.5518	-1259.64	656.030	605.446	605.491	-1259.6	-1259.64	-1125.50	-1100.2	746.051	-1259.6	630.895
Entalpia Btu/hr	-9.7E+06	-9.7E+06	1.18E+08	-1.7E+08	1.0E+08	7.84E+07	7.8E+07	-1.3E+08	-1.3E+08	-1.2E+08	-1.2E+08	2.1E+07	-3.2E+07	1.0E+08
Entropia Btu/lbmol <sup>o</sup> R	-35.139	-35.0618	-21.6382	-56.2962	-27.366	-30.5962	-3.1E+01	-5.6E+01	-56.0857	-46.7391	-46.370	-21.635	-56.296	-28.974
Entropia Btu/lb <sup>o</sup> R	-1.215	-1.2126	-0.7713	-1.8807	-0.9754	-1.0906	-1.0905	-1.8807	-1.8737	-1.5614	-1.5491	-0.7712	-1.8807	-1.0328
Densidad lbmol/ft <sup>3</sup>	0.130	0.1184	0.0832	0.8840	0.2011	1.0022	1.0024	0.8840	0.1476	0.0363	0.0683	0.0832	0.8840	0.3341
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	3.766	3.4243	2.3338	26.4617	5.6424	28.1178	28.1228	26.4617	4.4170	1.0859	2.0450	2.3338	26.4617	9.3737
PM promedio	28.914	28.9140	28.0554	29.9337	28.0554	28.0555	28.0555	29.9337	29.9337	29.9337	29.9337	28.0549	29.9337	28.0554

Tabla 5.13: Resultados de la simulación para la separación etano-etileno (Expansión de fondos).

### A. ANÁLISIS TERMODINÁMICO DE PROCESOS.

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

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

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

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

### B. TRABAJO PERDIDO.

De manera esquemática, un proceso es un sistema como el representado en la figura 6.1, en donde se señalan las entradas y salidas de materia y los intercambios de energía en forma de trabajo ( $W$ ) y calor ( $Q$ ) a través de sus fronteras. Para que el proceso se lleve a cabo, se requiere una cierta

cantidad de energía. Sin embargo, en todos los casos el intercambio de energía a través de las fronteras del sistema es mayor que el mínimo necesario. El excedente de energía se puede manifestar de muchas maneras y se conoce como "trabajo perdido".

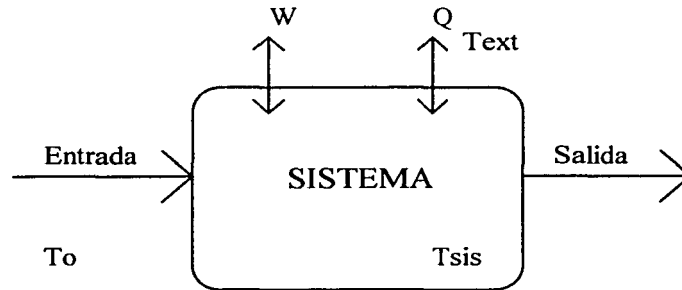


Figura 6.1.

El análisis termodinámico de un proceso tiene como fin el determinar la cantidad de trabajo perdido para poder así comparar dos o más procesos equivalentes y seleccionar el que contenga un uso de energía más eficiente. Para un proceso específico, se hace el análisis termodinámico y se estudian las posibilidades (mediante modificaciones en su estructura o condiciones de operación) de disminuir la cantidad de energía en exceso intercambiada con los alrededores del sistema. Por esto, es común analizar los procesos químicos por partes: se establecen las cantidades de trabajo perdido en cada operación unitaria o sección del proceso en donde haya un intercambio importante de energía.

Una vez identificados los puntos del proceso en donde existen cantidades considerables de trabajo perdido, se proponen cambios locales o a todo el proceso en conjunto. Las posibilidades de modificar un proceso son muy amplias, y no son proporcionadas por la termodinámica; se requieren muchos otros conocimientos para optimizar adecuadamente un proceso.

Como se vio en el capítulo anterior, las modificaciones propuestas en este trabajo son para la columna Fraccionadora de propano y propileno y la columna fraccionadora de etano-etileno. Para ver si éstas tienen ventajas sobre el sistema convencional desde el punto de vista termodinámico, en las siguientes secciones se determina la cantidad de trabajo perdido que existe en los cuatro sistemas (la torre actual, el ciclo de refrigeración de tres etapas y las dos bombas de calor).



### C. FUNDAMENTOS TERMODINAMICOS.

El propósito de esta sección es el de dar a conocer las principales relaciones que se utilizan en un análisis termodinámico de un proceso a régimen permanente; por ello, no se deducen las fórmulas presentadas y sólo se mencionan los fundamentos básicos sobre los que se sustentan (una revisión formal del desarrollo de las ecuaciones se puede encontrar en De Nevers y Seader, 1984).

El balance de energía para un proceso a régimen permanente se puede expresar de la siguiente manera:

$$W + Q = \sum h_s m_s - \sum h_e m_e$$

en donde sólo se consideran las dos principales manifestaciones de energía en un proceso químico: trabajo ( $W$ ) y calor ( $Q$ ). Sin embargo, el calor no es una forma de energía comparable con el trabajo mecánico ya que la transformación del primero en el segundo no se puede llevar a cabo por completo a menos de que el proceso sea reversible. Una manera adecuada de transformar el calor en trabajo es mediante la eficiencia de Carnot ( $EC$ ):

$$EC = (1 - T_o/T_{ext})$$

De esta manera, un *trabajo mecánico equivalente* ( $W_e$ ) para todo el sistema, al que contribuyen el trabajo mecánico y el calor, se puede expresar como:

$$W_e = W + Q(EC)$$

Además se puede demostrar (De Nevers, 1984), mediante la conjunción de la primera y segunda leyes de la termodinámica, que el trabajo mínimo equivalente ( $W_{emin}$ ) o trabajo reversible de un proceso, está regido por la siguiente ecuación:

$$W_{emin} = \sum (h_s - T_o S_s) m_s - \sum (h_e - T_o S_e) m_e$$

El trabajo mínimo equivalente es la cantidad mínima de energía que el proceso requiere o, en el caso contrario, la máxima cantidad disponible que un proceso puede proporcionar. El término  $h - T_o S$  se conoce como la función de disponibilidad, formulada por Keenan en 1941, que se deriva directamente de la segunda ley de la termodinámica.

Todos los procesos intercambian con los alrededores más energía que la expresada por  $W_{emin}$ ; este exceso de energía es el trabajo perdido  $W_p$ . La expresión matemática que define al trabajo perdido (proveniente también de la segunda ley de la termodinámica) está en función del cambio de entropía del sistema ( $\Delta S$ ):

$$W_p = T_0 \Delta S$$

donde:

$$\Delta S = \sum S_s m_s - \sum S_e m_e - Q / T_{ext}$$

que representa la irreversibilidad del proceso (para un proceso reversible el cambio de entropía es cero). El grado de reversibilidad de un proceso depende de muchos factores y como se puede ver, la manera de minimizar el trabajo perdido es mediante la eliminación o disminución de las principales causas de las irreversibilidades. Para esto, es necesario hacer un análisis exhaustivo del proceso y proponer algunos cambios que estarán limitados por las condiciones del sistema.

El trabajo equivalente ( $W_e$ ) está compuesto entonces por los dos términos descritos anteriormente: el trabajo reversible o trabajo mínimo equivalente ( $W_{emin}$ ) y el trabajo perdido ( $W_p$ ) de manera que se puede establecer la siguiente igualdad:

$$W_e = W_{emin} + W_p$$

Con las relaciones anteriores es posible calcular el trabajo perdido si se conocen las propiedades de las corrientes de un proceso. Ahora bien, el nivel del análisis termodinámico es muy variable ya que depende del tamaño del sistema elegido: se puede hacer el análisis alrededor de todo el proceso o en cada uno de los equipos que lo conforman.

#### **D. METODOLOGIA UTILIZADA.**

Para realizar un buen análisis termodinámico es necesario seguir una metodología establecida; esto con el fin de ser congruentes en los diferentes sistemas que se analicen. En el presente trabajo se sigue una recomendación general (Bazúa, 1990) para la determinación del trabajo perdido asociado a la Fraccionadora de propano y propileno y a la fraccionadora de etano-etileno bajo los cuatro esquemas presentados; la recomendación incluye los siguientes puntos:

- a) Establecer las condiciones de operación del proceso que se desea estudiar.
- b) Efectuar las mediciones de temperatura, presión, flujo y composición.
- c) Dividir el proceso en secciones de modo que se conozcan las condiciones de las corrientes de entrada y salida involucradas.

d) Efectuar los balances de energía en cada sección para lo que es necesario calcular  $\Delta Ht$  (cambio total de entalpía):

$$\Delta Ht = \sum h_s m_s - \sum h_e m_e$$

e) Calcular el cambio de entropía entre las corrientes de salida y de entrada ( $\Delta St$ ):

$$\Delta St = \sum S_s m_s - \sum S_e m_e$$

f) Determinar el trabajo mínimo equivalente en cada sección del proceso:

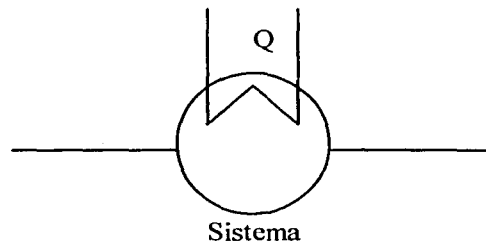
$$W_{emin} = \Delta Ht - T_o \Delta St$$

g) Calcular la generación de entropía en cada sección y el trabajo perdido:

$$\Delta S = \Delta St - Q/T_{ext}$$

$$W_p = T_o \Delta S$$

Definir las fronteras de los distintos sistemas es de gran importancia en esta tarea ya que de ello depende la cantidad de trabajo perdido asociado a cada parte del proceso; además una buena definición puede facilitar los cálculos o permitir el análisis de un proceso cuando no conocemos los datos de los equipos (calor o trabajo). Se definieron los distintos sistemas sin involucrar las corrientes de calor o trabajo intercambiadas, esto quiere decir que la obtención del valor del trabajo perdido se hizo a partir de las corrientes de proceso únicamente. Por ejemplo, para un intercambiador de calor en el que una de las corrientes no pertenece al proceso, el sistema queda definido excluyendo a dicha corriente como se muestra en la figura 6.2.



**Figura 6.2: Sistema que solo considera corrientes de proceso.**

Una de las mayores ventajas que se obtiene de aplicar esta metodología es el hecho de que se puede analizar -e incluso optimizar- un proceso a partir de los datos generados en los balances de materia y energía.

#### **E.- RESULTADOS.**

Los resultados que se presentan a continuación fueron obtenidos siguiendo la metodología descrita en la sección anterior. Por el hecho de haber utilizado un simulador de procesos las propiedades de las corrientes no fueron medidas directamente, como se indica en el inciso (b) de dicha metodología. Para cada una de las separaciones se presentan los resultados del cálculo del trabajo perdido en cada una de las simulaciones, comparando el caso base con las propuestas de mejoramiento.

El trabajo perdido calculado en las propuestas de modificación debe ser menor que en el caso base. Para la separación propano-propileno, no hay problema con ninguna de las simulaciones ya que el resultado del cálculo del trabajo perdido es menor es todos los casos. Para la separación etano-etileno, en el caso del ciclo de tres etapas, el trabajo perdido calculado es más grande que el calculado en el caso base porque fue necesario realizar una modificación del flujo de refrigerante para que el porcentaje de los productos fuera el deseado, como se explicó en el capítulo anterior; fuera de éste caso, las otras dos propuestas si concuerdan con el análisis estudiado.

## Separación Propano-Propileno.

Corrientes	Flujo lbmol/h	H Btu/lbmol	S Btu/lbmol°R	Corrientes	Flujo lbmol/h	H Btu/lbmol	S Btu/lbmol°R
1	718.98190	-8570.3760	-55.0031	8	8038.3110	1889.8540	-50.657230
2	718.98190	-8570.3760	-54.94234	9	7478.9200	1449.9210	-51.486970
3	8139.6870	5236.9240	-40.61963	10	7478.9290	1452.8420	-51.48575
4	8398.9690	-47375.890	-77.733370	11	7580.3040	-1200.9590	-52.40931
5	8239.3890	-47375.890	-77.733370	12	7580.2930	-1197.9850	-52.40810
6	8239.3800	-41269.920	-66.637470	13	559.3912	7771.6600	-39.482890
7	8038.3110	7787.2390	-39.501920	14	159.5804	-47375.890	-77.733370

Equipo	Q Btu/h	Corrientes		$\Delta H_t$ Btu/h	$\Delta S_t$ Btu/h°R	Wc min Btu/h	$\Delta S$ Btu/h°R	WP Btu/h
		Entrada	Salida					
V1	0.000E+00	1	2	0.000	43.656581	-23137.9879	4.366E+01	23137.98791
T1	-1.333E+02	2,6,12	3,4,	-133.275	2311.49999	-1225228.27	2.312E+03	1225224.445
T2	-9.767E+00	3,10	7,11	-9.767	882.122730	-467534.814	8.821E+02	467534.5337
B2	-1.818E+07	11	12	-18184712	9.748657	-18189878.4	3.334E+04	17667668.23
B3	2.186E+04	9	10	21859.001	8.660911	17268.71825	3.140E+01	16640.99354
C1	-4.741E+07	7	8	-47405015	-89669.851	120006.3564	2.795E+03	1481335.696
R1	5.031E+07	5	6	50309833	91424.0361	1855094.326	7.742E+02	410347.335
F1	7.182E+00	8	13,9	7.182	45.25825	-23979.6901	4.525E+01	23979.8964
WP total								2.13E+07

Tabla 6.1. Cálculo del trabajo perdido (Separación simple).

Corrientes	Flujo lbmol/h	H Btu/lbmol	S Btu/lbmol°R	Corrientes	Flujo lbmol/h	H Btu/lbmol	S Btu/lbmol°R
1	718.98190	-8596.226	-55.033320	EVAPOUT2	5483.2840	-45663.150	-69.381210
2	718.98190	-8596.226	-54.938500	M1OUT	5640.5140	7872.0390	-39.383460
3	6014.4470	7721.7820	-39.498440	M2OUT	5770.0000	7962.6710	-39.339160
4	6062.5470	-47429.02	-78.136890	M3OUT	6200.0000	-45354.190	-69.250610
5	6014.4470	1991.6380	-50.385620	M4OUT	5718.9810	-45489.930	-69.294670
6	5455.5160	1403.2890	-51.501450	SEPLIQ1	5510.9780	1519.7700	-51.434890
7	5455.5160	1406.3040	-51.500060	SEPLIQ2	5640.5140	1664.5130	-51.166740
8	5902.4960	-47429.02	-78.136890	SEPLIQ3	5718.9810	-51737.800	-80.994580
9	5902.4960	-41099.57	-66.408460	SEPLIQ4	5483.2840	-52003.520	-81.478950
10	558.93160	7734.2820	-39.494390	SEPVAP1	129.53600	7822.4930	-39.477210
11	160.05130	-47429.02	-78.136890	SEPVAP2	129.48650	7867.2710	-39.517420
COMPOUT1	5510.9780	7873.2040	-39.381260	SEPVAP3	481.01860	-45463.170	-69.450130
COMPOUT2	5640.5140	7964.8610	-39.335090	SEPVAP4	235.69710	-45556.140	-69.418140
COMPOUT3	5770.0000	8049.4090	-39.294590	VALVOUT1	5510.9780	1519.7700	-51.428260
COMPOUT4	5483.2840	-45487.08	-69.289380	VALVOUT2	5640.5140	1664.5130	-51.160280
COMPOUT5	5718.9810	-45345.02	-69.233920	VALVOUT3	5770.0000	1803.7120	-50.905320
COMPOUT6	6200.0000	-45225.25	-69.197520	VALVOUT4	6200.0000	-51250.990	-80.098920
CONDOUT1	5770.0000	1803.7120	-50.911640	VALVOUT5	5718.9810	-51737.800	-80.981880
CONDOUT2	6200.0000	-51250.99	-80.117450	VALVOUT6	5483.2840	-52003.520	-81.465320
EVAPOUT1	5510.9780	7773.4060	-39.434070				

Equipo	Q Btu/h	Corrientes		$\Delta Ht$ Btu/h	$\Delta St$ Btu/h <sup>°R</sup>	We min Btu/h	$\Delta S$ Btu/h <sup>°R</sup>	WP Btu/h
		Entrada	Salida					
V1	0.000E+00	1	2	0.000	68.173864	-36132.1478	68.17386376	36132.14779
C-1	5.013E+01	2,7,9	3,4	50.127	1165.0159	-617408.321	1.165E+03	617409.7603
B1	1.645E+04	6	7	16448.381	7.583167	12429.3021	22.56029078	11956.95412
S2	-9.890E-01	5	6,10	-0.989	-0.00604	2.212134687	0.004227423	2.240534377
CONDSR1	-3.604E+07	COMPOUT3	CONDOUT1	-36037672	-67030	-511571.085	9.8740E+02	523322.377
CONDSR2	3.736E+07	8 COMPOUT6	9 CONDOUT2	37359553	69227.01	669237.3917	7.615E+02	403616.5316
EVAPTR1	3.446E+07	VALVOUT1 3	EVAPOUT1 5	34463650.4	66099.7	-569199.709	2.941E+03	1558892.018
EVAPTR2	3.477E+07	VALVOUT6	EVAPOUT2	34766049.4	66260.6	-352072.344	2.548E+03	1350448.641
VALVE1	0.000E+00	SEPLIQ1	VALVOUT1	0.00	36.53778	-19365.0256	36.53778414	19365.02559
VALVE2	0.000E+00	SEPLIQ2	VALVOUT2	0.00	36.43772	-19311.9918	36.43772044	19311.99183
VALVE3	0.000E+00	CONDOUT1	VALVOUT3	0.00	36.46640	-19327.192	36.4664	19327.192
VALVE4	0.000E+00	CONDOUT2	VALVOUT4	0.00	114.88600	-60889.58	114.886	60889.58
VALVE5	0.000E+00	SEPLIQ3	VALVOUT5	0.00	72.63106	-38494.4611	72.6310587	38494.46111
VALVE6	0.000E+00	SEPLIQ4	VALVOUT6	0.00	74.73716	-39610.6953	74.73716092	39610.69529
COMPR1	5.4998E+05	EVAPOUT1	COMPOUT1	549984.58	291.03475	395736.1659	716.8721964	379942.2641
COMPR2	5.236E+05	M1OUT	COMPOUT2	523563.79	272.83166	378963.0096	686.6562893	363927.8334
COMPR3	5.005E+05	M2OUT	COMPOUT3	500478.26	257.16890	364178.743	660.0122901	349806.5138
COMPR4	9.654E+05	EVAPOUT2	COMPOUT4	965441.81	503.52997	698570.9299	1265.747824	670846.3469
COMPR5	8.287E+05	M4OUT	COMPOUT5	828737.54	347.42810	644600.646	1171.324148	620801.7983
COMPR6	7.994E+05	M3OUT	COMPOUT6	799428.00	329.15800	624974.26	1135.881309	602017.094
SEP1	4.609E+00	VALVOUT2	SEPVAP1 SEPLIQ1	4.6086	0.00849	0.1105478	4.1128E-05	0.021798068
SEP2	-3.974E+00	VALVOUT3	SEPVAP2 SEPLIQ2	-3.9740	0.01069	-9.64010582	1.7974E-02	9.525985181
SEP3	1.243E+01	VALVOUT4	SEPVAP3 SEPLIQ3	12.43	0.03557	-6.42130113	1.2789E-02	6.778346304
SEP4	-2.406E+01	VALVOUT5	SEPVAP4 SEPLIQ4	-24.06	-0.04409	-0.69382953	5.3028E-06	0.002810471
<b>WP total</b>								<b>7.69E+06</b>

Tabla 6.2. Cálculo del trabajo perdido (Ciclo de tres etapas).

Corrientes	Flujo lbmol/h	H Btu/lbmol	S Btu/lbmol <sup>°R</sup>	Corrientes	Flujo lbmol/h	H Btu/lbmol	S Btu/lbmol <sup>°R</sup>
1	718.98190	-8596.226	-55.033320	11	6667.0630	2534.9360	-49.532210
2	5227.9290	-49109.84	-79.914470	12	6667.0630	2506.1810	-49.581860
3	77.636610	1442.0770	-51.489280	13	5545.4730	1442.0770	-51.489280
4	6029.9790	7566.8150	-39.318740	14	5467.8360	1442.0770	-51.489280
5	7151.5690	7598.2830	-39.258520	15	5071.0910	-49109.840	-79.914470
6	7151.5690	8645.5060	-38.760240	16	5071.0910	-41967.090	-66.206600
7	6364.8960	8645.5060	-38.760240	17	1121.5900	7767.4260	-39.484050
8	786.6726	8645.5060	-38.760240	18	484.5065	8049.7430	-39.778120
9	786.6726	2535.3920	-49.532060	19	156.8379	-49109.840	-79.914470
10	6364.8960	2954.6760	-48.792170				

Equipo	Q Btu/h	Corrientes		$\Delta Ht$ Btu/h	$\Delta St$ Btu/h $^{\circ}R$	We min Btu/h	$\Delta S$ Btu/h $^{\circ}R$	WP Btu/h
		Entrada	Salida					
C-1	-5.984E+02	1,14,16	2,4	-598.412	1964.24144	-1041646.37	1965.338093	1041629.189
CMP-1	7.489E+06	5	6	7489287.54	3563.48380	5600641.128	10161.45534	5385571.332
HEX-1	3.622E+07	7,15	10,16	36221535.2	69513.8562	-620808.538	3.134E+03	1660982.008
HEX-2	-4.807E+06	8	9	-4806659.3	-8473.8956	-315494.574	334.8335614	177461.7875
HEX-3	-1.917E+05	11	12	-191711.4	-331.01968	-16270.9673	20.31243957	10765.59297
V-1	-2.216E-01	12	13,17	-0.222	748.05661	-396470.224	748.0570144	396470.2176
V-2	1.949E+00	9,10	11,18	1.949	15.47979	-8202.33972	15.4762183	8202.395699
<b>WP total</b>								<b>8.68E+06</b>

Tabla 6.3. Cálculo del trabajo perdido (Recompresión de vapores).

Corrientes	Flujo lbmol/h	H Btu/lbmol	S Btu/lbmol $^{\circ}R$	Corrientes	Flujo lbmol/h	H Btu/lbmol	S Btu/lbmol $^{\circ}R$
1	718.98190	-8596.226	-55.033320	8	4389.1030	-47488.490	-78.860760
2	718.98190	-8596.226	-54.841920	9	4389.1030	-47488.490	-78.781250
3	4706.3810	7272.8950	-39.422280	10	4389.1030	-41177.200	-65.830300
4	4548.2930	-47488.49	-78.860760	11	4389.104	-40558.960	-65.538080
5	4706.3810	1387.0780	-51.078730	12	559.7921	7322.1070	-39.403880
6	4146.5890	585.8450	-52.654840	13	159.1903	-47488.490	-78.860760
7	4146.5890	587.3390	-52.654050				

Equipo	Q Btu/h	Corrientes		$\Delta Ht$ Btu/h	$\Delta St$ Btu/h $^{\circ}R$	We min Btu/h	$\Delta S$ Btu/h $^{\circ}R$	WP Btu/h
		Entrada	Salida					
V1	0.000E+00	1	2	0.000	137.613136	-72934.9619	137.6131357	72934.9619
V2	0.000E+00	8	9	0.000	348.977580	-184609.14	348.9775795	184958.1172
C-1	1.9233E+01	2,7,11	3,4	19.233	1200.38921	-636187.046	1200.353959	636187.5984
CMP-1	2.7135E+06	10	11	2713478.480	1282.51814	2033743.865	3690.228171	1955820.931
HEX-1	2.7701E+07	3,9	5,10	27700901.87	56843.0535	-2425916.48	6.0781E+03	3221403.006
B1	6.1950E+03	6	7	6195.004	3.27581	4458.827152	8.077217517	4280.925284
V-1	-1.458E+00	5	6,12	-1.458	0.00330	-3.20812998	5.9741E-03	3.16625893
<b>WP total</b>								<b>6.08E+06</b>

Tabla 6.4. Cálculo del trabajo perdido (Expansión de fondos).

## Separación etano-etileno.

Corrientes	Flujo lbmol/h	H Btu/lbmol	S Btu/lbmol°R	Corrientes	Flujo lbmol/h	H Btu/lbmol	S Btu/lbmol°R
1	1878.300	-5188.6460	-35.13929	7	871.30970	-36931.930	-55.86264
2	1878.300	-5188.6460	-35.04463	8	1006.9900	20938.050	-21.60511
3	5517.75	20926.960	-21.60763	9	4510.763	16970.290	-30.64978
4	4840.61	-36931.930	-55.86264	10	4510.764	16972.830	-30.64817
5	3969.30	-36931.930	-55.86264	11	5517.753	17694.410	-28.99913
6	3969.30	-32781.120	-47.17479				

Equipo	Q Btu/h	Corrientes		$\Delta H$ Btu/h	$\Delta St$ Btu/h°R	We min Btu/h	$\Delta S$ Btu/h°R	WP Btu/h
		Entrada	Salida					
V1	0.000E+00	1	2	0.000	177.799878	-94233.9353	1.778E+02	9.423E+04
T1	2.337E+02	2,6,10	3,4,	233.650	1687.07400	-893915.57	1686.645811	893922.2796
B1	1.147E+04	9	10	11474.311	7.231680	7641.520312	13.79625027	7312.012641
C1	-1.784E+07	3	11	-17836412	-40784	3779357.329	8097.293225	4291565.409
R1	1.648E+07	5	6	16475842.9	34484.7302	-1801064.08	4.291E+03	2274200.699
F1	-2.066E+01	11	8,9	-20.660	0.01325	-27.6845005	5.112E-02	27.09120863
							WP total	7.56E+06

Tabla 6.5. Cálculo del trabajo perdido (Separación simple).

Corrientes	Flujo lbmol/h	H Btu/lbmol	S Btu/lbmol°R	Corrientes	Flujo lbmol/h	H Btu/lbmol	S Btu/lbmol°R
1	1878.300	-5188.6460	-35.13929	EVAPOUT2	4050.5230	-37511.840	-49.786990
2	1878.300	-5188.6460	-35.061790	M1OUT	4697.1130	21031.950	-21.057040
3	6023.335	20963.630	-21.628480	M2OUT	4800.0000	21098.420	-21.019050
4	5292.547	-36842.040	-55.812590	M3OUT	4800.0000	-37409.390	-49.755790
5	6023.335	17691.770	-29.090770	M4OUT	4151.3550	-37450.710	-49.753010
6	5018.306	17036.500	-30.585260	SEPLIQ1	4595.4880	16671.670	-31.405390
7	5018.306	17037.760	-30.584490	SEPLIQ2	4697.1130	16764.570	-31.192950
8	4419.277	-36842.040	-55.812590	SEPLIQ3	4151.3550	-41753.240	-58.864500
9	4419.277	-32691.340	-47.123910	SEPLIQ4	4050.5230	-41859.000	-59.080050
10	1005.0290	20963.630	-21.628480	SEPVAP1	101.6249	20965.240	-21.214330
11	873.27030	-36842.040	-55.812590	SEPVAP2	102.8867	20967.980	-21.321530
COMPOUT1	4595.4880	21033.430	-21.053590	SEPVAP3	648.6447	-37499.600	-49.943870
COMPOUT2	4697.1130	21101.270	-21.012540	SEPVAP4	100.8321	-37504.500	-49.866420
COMPOUT3	4800.0000	21164.200	-20.977700	VALVOUT1	4595.4880	16671.670	-31.397240
COMPOUT4	4050.5230	-37449.370	-49.750210	VALVOUT2	4697.1130	16764.570	-31.184900
COMPOUT5	4151.3550	-37395.300	-49.726630	VALVOUT3	4800.0000	16854.670	-30.981360
COMPOUT6	4800.0000	-37356.950	-49.731120	VALVOUT4	4800.0000	-41178.430	-57.659020
CONDOUT1	4800.0000	16854.670	-30.989320	VALVOUT5	4151.3550	-41753.240	-58.856260
CONDOUT2	4800.0000	-41178.430	-57.675530	VALVOUT6	4050.5230	-41859.000	-59.071770
EVAPOUT1	4595.4880	20960.130	-21.101740				



Equipo	Q Btu/h	Corrientes		$\Delta Ht$ Btu/h	$\Delta St$ Btu/h°R	We min Btu/h	$\Delta S$ Btu/h°R	WP Btu/h
		Entrada	Salida					
V1	0.000E+00	1	2	0.000	145.568250	-77151.1725	145.56825	77151.1725
C-1	-3.446E+01	2,7,9	3,4	-34.461	1926.16510	-1020901.96	1926.228251	1020900.973
B1	6.323E+03	6	7	6323.066	3.864096	4275.094881	7.723614095	4093.51547
S2	-3.119E+01	5	6,10	-31.189	0.00972	-36.3415891	6.688E-02	35.44594409
CONDSR1	-2.069E+07	COMPOUT3	CONDOUT1	-20685744	-48055.776	4783817.28	1.015E+04	5377849.586
CONDSR2	1.834E+07	8 COMPOUT6	9 CONDOUT2	18343093.0	38397.7	-2007679.31	4.782E+03	2534437.731
EVAPTR1	1.971E+07	VALVOUT1 3	EVAPOUT1 5	19707566.5	47312.8	-5368242.28	1.120E+04	5934184.276
EVAPTR2	1.761E+07	VALVOUT6	EVAPOUT2	17608271.6	37608.2	-2324082.35	5.339E+03	2829738.914
VALVE1	0.000E+00	SEPLIQ1	VALVOUT1	0.00	37.45323	-19850.2104	37.4532272	19850.21042
VALVE2	0.000E+00	SEPLIQ2	VALVOUT2	0.00	37.81176	-20040.2326	37.81175965	20040.23261
VALVE3	0.000E+00	CONDOUT1	VALVOUT3	0.00	38.20800	-20250.24	38.208	20250.24
VALVE4	0.000E+00	CONDOUT2	VALVOUT4	0.00	79.24800	-42001.44	79.248	42001.44
VALVE5	0.000E+00	SEPLIQ3	VALVOUT5	0.00	34.20717	-18129.7976	34.2071652	18129.79756
VALVE6	0.000E+00	SEPLIQ4	VALVOUT6	0.00	33.53833	-17775.3151	33.53833044	17775.31513
COMPR1	3.368E+05	EVAPOUT1	COMPOUT1	336849.27	221.27275	219574.7144	396.0404098	209901.4172
COMPR2	3.256E+05	M1OUT	COMPOUT2	325603.87	209.02153	214822.4631	387.6832073	205472.0998
COMPR3	3.157E+05	M2OUT	COMPOUT3	315744.00	198.48000	210549.6	380.155439	201482.3827
COMPR4	2.530E+05	EVAPOUT2	COMPOUT4	253036.17	148.97824	174077.7068	314.7382444	166811.2695
COMPR5	2.300E+05	M4OUT	COMPOUT5	230026.58	109.51274	171984.8258	312.036141	165379.1547
COMPR6	2.517E+05	M3OUT	COMPOUT6	251712.00	118.41600	188951.52	342.8737905	181723.109
SEP1	-2.984E+01	VALVOUT2	SEPVAP1 SEPLIQ1	-29.8430	0.00215	-30.9817124	5.6839E-02	30.124712
SEP2	-1.005E+01	VALVOUT3	SEPVAP2 SEPLIQ2	-10.046	0.01519	-18.0943034	3.3596E-02	17.80582048
SEP3	2.557E+01	VALVOUT4	SEPVAP3 SEPLIQ3	25.57	0.03303	8.062039207	0.013826061	7.327812392
SEP4	2.189E+01	VALVOUT5	SEPVAP4 SEPLIQ4	21.89	-0.00798	26.11917394	0.048095462	25.49059493
<b>WP total</b>								<b>1.90E+07</b>

Tabla 6.6. Cálculo del trabajo perdido (Ciclo de tres etapas).

Corrientes	Flujo lbmol/h	H Btu/lbmol	S Btu/lbmol°R	Corrientes	Flujo lbmol/h	H Btu/lbmol	S Btu/lbmol°R
1	1878.300	-5188.6460	-3.514E+01	8	3522.94	-37705.770	-5.630E+01
2	1878.300	-5188.6460	-3.506E+01	9	3522.944	-37705.770	-5.609E+01
3	5632.445	20916.740	-2.164E+01	10	3522.944	-33690.310	-4.674E+01
4	4381.77	-37705.770	-5.630E+01	11	3522.9	-32933.270	-4.637E+01
5	5632.45	18405.170	-2.737E+01	12	1019.47	20930.380	-2.163E+01
6	4612.97	16986.080	-3.060E+01	13	858.8	-37705.770	-5.630E+01
7	4612.97	16987.350	-3.060E+01	14	5632.45	17700.000	-2.897E+01

Equipo	Q Btu/h	Corrientes		$\Delta Ht$ Btu/h	$\Delta St$ Btu/h $^{\circ}R$	We min Btu/h	$\Delta S$ Btu/h $^{\circ}R$	WP Btu/h
		Entrada	Salida					
V1	0.000E+00	1	2	0.000	145.568250	-77151.1725	145.56825	77151.1725
V2	0.000E+00	8	9	0.000	741.509253	-392999.904	741.5092531	392999.9042
C-1	6.794E+01	2,7,11	3,4	67.935	1798.3280	-953045.889	1798.203472	953047.8402
CMP-1	2.667E+06	10	11	2667009.53	1300.31863	1977840.652	3587.268237	1901252.165
HEX-1	1.415E+07	3,9	5,10	14146240.7	32927.5484	-3305359.93	7.003E+03	3711597.388
HEX-2	-3.972E+06	5	14	-3971831.2	-9058.2670	829050.2812	1.779E+03	943109.3197
B1	5.858E+03	6	7	5858.474	3.69038	3902.574312	7.045918037	3734.336559
V-1	-7.780E+00	14	6,12	-7.78	-0.00150	-6.9861519	1.276E-02	6.762719354
<b>WP total</b>								<b>4.27E+06</b>

**Tabla 6.7. Cálculo del trabajo perdido (Expansión de fondos).**

## F.- ASPECTOS ECONOMICOS.

En esta sección se hace un pequeño análisis comparativo entre el sistema convencional y las bombas de calor propuestas desde un punto de vista económico. El análisis contempla únicamente los costos de operación de los servicios auxiliares requeridos en cada caso; los costos de inversión y mantenimiento de estas plantas están fuera del alcance de este proyecto ya que dependen de muchos factores que no se han considerado. De cualquier forma, los costos de operación son una parte muy importante en la elección de una tecnología ya que, como en este caso, generalmente están asociados a factores energéticos lo que implica que un ahorro en el consumo de energía es un ahorro en el costo de operación de una planta.

Los servicios auxiliares que se utilizan en los sistemas tratados por este trabajo son: agua de enfriamiento y vapor. Las cantidades de los mismos, así como las condiciones de operación de las diferentes columnas están expuestas en las tablas 6.4 y 6.5 para la separación propano-propileno y etano-etileno respectivamente. En ellas se pueden apreciar las principales diferencias que existen entre los sistemas de bombas de calor y el caso base.

	Caso base	Ciclo de tres etapas	Recompresión de vapores
<b>Q condensador (Btu/h)</b>			
C1	-47404424	-	-
CONDSR1	-	-36037672	-
HEX-2	-	-	-4806660
HEX-3	-	-	-191700
<b>Q rehervidor (Btu/h)</b>			
R1	50308984	-	-
EVAPTR2	-	34766028	-
<b>Agua (lb/h)</b>	4.43582E5	3.60972E6	1.75027E5
Costo anual (\$)	38900	316400	15300
<b>Vapor (lb/h)</b>	58816.8	3.60972E6	-
Costo anual (\$)	1546800	316400	-
<b>Presión (psia)</b>			
Domo	145	145	145
Fondo	170	146.4	110
<b>Temperatura (°F)</b>			
Domo	66.63382	66.6487	66.64254
Fondo	90.49826	79.79358	60.47058
<b>Propileno (%)</b>	99.91736	99.984714	99.87016
<b>Propano (%)</b>	92.27595	91.76130	93.15329

Tabla 6.8: Análisis económico para la separación propano-propileno.

Para hablar del precio del vapor dentro de una refinería es muy complicado ya que éste puede provenir de muchos lugares, incluso puede ser desperdicio de otros procesos, en cuyo caso su costo se vería muy reducido. El precio del agua de enfriamiento considerado fue de 0.00001\$/lb y para el vapor de condensado se tomó un valor de 0.003\$/lb.

	Caso base	Ciclo de tres etapas	Expansión de fondos
<b>Q condensador (Btu/h)</b>			
C1	-17836408	-	-
CONDSR1	-	-20685758	-
HEX-2	-	-	-3971870
HEX-3	-	-	-
HEX-4	-	-	-
<b>Q rehornador (Btu/h)</b>			
R1	16475828	-	-
EVAPTR2		17608310	-
<b>Agua (lb/h)</b>	8.05581E6	2.8788E5	1.79361E6
Costo anual (\$)	706200	25200	157200
<b>Vapor (lb/h)</b>	20353.37	20424.81	-
Costo anual (\$)	535300	537100	-
<b>Presión (psia)</b>			
Domo	280	285	285
Fondo	300	300	300
<b>Temperatura (°F)</b>			
Domo	-22.34031	-21.21666	-21.18893
Fondo	17.54863	17.47996	18.14124
<b>Etileno (%)</b>	99.95416	99.9999	99.94308
<b>Etano (%)</b>	91.93503	91.78144	93.25743

**Tabla 6.9: Análisis económico para la separación etano-etileno.**

Se puede apreciar que en el caso de la recompresión de vapores y en la expansión de fondos ya no se ocupa vapor como servicio ya que éste se sustituye por el intercambiador a contracorriente que aprovecha el calor de las corrientes provenientes de la separación misma, uno colocado para que aproveche el calor que proviene de los fondos y otro para enfriar la corriente que proviene de el domo de la torre, en cada uno de los casos, lo que nos da como consecuencia un menor gasto en los servicios que ocupa la torre. Por último, se realiza un análisis final de cada una de las propuestas para llegar a las conclusiones finales.

**A. SEPARACIÓN PROPANO-PROPILENO.**

- **CICLO DE REFRIGERACIÓN.** Se realizaron diferentes simulaciones para cada ciclo: de una etapa, de dos etapas y de tres etapas. De acuerdo con los resultados obtenidos con la simulación, el ciclo de tres etapas fue el ciclo que presentó una disminución en el trabajo de los compresores conforme se aumentaba el número de etapas, así como una disminución en la carga de el condensador y el evaporador; el trabajo perdido calculado posteriormente es de un valor menor que en el caso base. Esto nos indica que es viable la opción de utilizar éste tipo de ciclos si se adaptan de forma externa al proceso para aprovechar las diferentes vías de energía. Para el caso de los servicios que ocuparía la torre con un ciclo de tres etapas, uno en el domo y uno en el fondo, se necesita agua de enfriamiento para el condensador que se encuentra dentro del ciclo que se encuentra colocado en el domo de la torre y vapor para el evaporador que se encuentra en el ciclo que corresponde a el fondo de la torre. Estos dos servicios no presentan un costo adicional, ya que los valores calculados anteriormente tanto de flujo necesario así como costo anual por servicio fue menor que en el caso base.

Con respecto a el refrigerante que se encuentra dentro del ciclo, que en este caso para el ciclo del domo se ocupó propileno y para el ciclo del fondo propano, éstos dos productos se pueden obtener de las separaciones mismas, lo que no representa un costo adicional para obtenerlos, así mismo se pueden reutilizar en cada caso.

El propósito inicial de ésta tesis era proponer estructuras que mejoraran los procesos ya existentes, pero un elemento fundamental que no se debía de pasar por alto era la pureza de los productos obtenidos, ya que es el fin principal que se pretende alcanzar; de acuerdo son esto, un porcentaje alto de recuperación en la separación nos indica que la estructura propuesta es muy viable. Para el ciclo de tres etapas no hay problema con esto, ya que se obtiene un porcentaje muy alto de recuperación de los productos: 99.98% de propileno y 91.76% de propano, que comparado con el caso base, nos confirma lo confiable que es ésta opción.

- **RECOMPRESIÓN DE VAPORES.** Este tipo de propuestas disminuye el uso de servicios ya que ya no es necesario utilizar vapor; éste se sustituye gracias a que se coloca un intercambiador a contracorriente que aprovecha la energía proveniente de una corriente de el fondo de la torre. Aunque fue necesario modificar la estructura original propuesta agregando más equipos, esto no afectó la eficiencia de la estructura. El trabajo perdido calculado fue menor que en el caso base, se disminuyen las cargas y la presión a la que trabaja la torre es menor y se disminuyó el número de etapas en la torre inicial, pero el trabajo del compresor es muy grande, por lo que representa un costo muy grande dentro de la estructura. Aquí sólo se ocupa agua de

enfriamiento y su costo es menor así como la cantidad que se tendría que suministrar a los equipos. El porcentaje de recuperación de los productos fue favorable: 99.87% de propileno y 93.15% de propano lo que garantiza un producto de buena calidad. Por lo tanto, es una opción recomendable para el caso de ésta separación a largo plazo.

- **EXPANSIÓN DE FONDOS.** Esta propuesta de la más sencilla en cuanto a estructura comparada con las anteriores. Aquí se eliminó el uso de rehervidor y el condensador que se encuentra en el domo de la torre es un intercambiador a contracorriente que ocupa una parte de la corriente que proviene del fondo para enfriar el producto del domo. Se elimina el uso de servicios ya que no son necesarios, por lo que no presenta ningún problema en éste aspecto. El trabajo perdido calculado es menor que en el caso base; es menor la presión a la que trabaja la torre y el número de etapas también es menor. El porcentaje de propileno recuperado es 99.4% y el porcentaje recuperado de propano es 90.8%. Aunque éstos valores son más bajos que para las otras propuestas, se alcanza un buen porcentaje.

#### **A. SEPARACIÓN ETANO-ETILENO.**

- **CICLO DE REFRIGERACIÓN.** Se aplicó el mismo tipo de modificación que en la separación anterior, pero como se mencionaba anteriormente se modificó el flujo en la parte de arriba de la torre, para que el porcentaje obtenido de etileno fuera mayor; esto provocó que las cargas correspondientes a el CONDSR1 y EVAPTR1 fueran mayores que en caso base, así el trabajo perdido calculado es mayor. Esto provocó que los costos aumentaran en lo referente al vapor, aunque no representa un costo adicional muy elevado. A pesar de esto, el porcentaje obtenido de etileno es 99.9% un porcentaje bastante bueno y para el etano se obtuvo un porcentaje de 91.78%.
- **EXPANSIÓN DE FONDOS.** En el caso de ésta separación se modificó de la estructura original agregando un equipo adicional que es un intercambiador adicional al que ya tenía la torre. Esto con el objeto de disminuir la temperatura a la cual se obtenía el producto del domo para alcanzar mayor porcentaje del mismo, porque es el producto principal de la torre: el etileno. Si no se realizaba ésta modificación, no se alcanzaba la pureza deseada ya que la corriente proveniente del fondo de la torre no enfriaba la suficiente la corriente del domo. Aquí no se disminuyó el número de etapas de la torre original, por lo que no disminuía la presión a la que trabaja la misma; pero esto no causó problemas al incorporar éste tipo de estructuras. El trabajo perdido calculado disminuyó, aunque aumenta el trabajo en el compresor debido a que se modificó la estructura original de el caso base ya que se añadió un equipo adicional; esto nos indica que la

propuesta es aplicable a largo plazo para ésta separación. En la separación anterior, para ésta estructura no era necesario ocupar ningún servicio, pero como se agregó un equipo adicional, se requiere el uso de agua de enfriamiento cuyo costo es menor que en la estructura original así como el flujo que se necesitaría de la misma. Finalmente, el porcentaje de etileno obtenido es 99.94% y el de etano 93.26%, mejor que para la separación anterior.

## **BIBLIOGRAFÍA**

---

Alonso López, Antonio; Giral López, Francisco, Propuesta de Mejoramiento del Tren de Recuperación de Vapores de la Planta Catalítica de Tula. Tesis Mancomunada. México D.F. 1992.

Collie M.J. Heat Pump Technology for Saving Energy. New Jersey: Noyes Data Co., 1979 347 pp.

Henley, E.J., Seader, J.D. Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química. México: Reverté, 1990. 814 p.

Huerta Saavedra, David. Generación del Esquema de Simulación a Estado Estacionario de la Planta de Etileno del Complejo Petroquímico Pajaritos. Tesis. México D.F. 2000.

Holland, Charles D. Fundamentos de destilación de mezclas multicomponentes. México: Limusa, 1988. 705 pp.

Kenney W.F. Energy Conservation in the Process Industries. Orlando: Academic Press, 1984. 329 pp.

Kirk-Othmer. Encyclopedia of Chemical Technology. John Wiley & Sons, Vol. 13 & 20, Fourth Edition, USA 1996.

Meili, Albert. "Heat Pumps for Distillation Columns" Chemical Engineering Progress. Junio, 1990. pp. 60-65.

McKetta, J., et. al. Enciclopedia of Chemical Processing and Design. Marcel Dekker Inc., New York, Vol. 20, 45 & 13, 1981.

Montiel M. Celestino, Gutiérrez C. David. "Simulación y optimización de una planta de etileno" Departamento de ingeniería química, Facultad de Química, UNAM.

Nevers Noel de, Seader J.D. "Mechanical lost work, thermodynamic lost work, and thermodynamic efficiencies of processes" Latin American Journal of heat and mass transfer, 1984. pp. 77-105.

Sulzer Heat Pump Technology (Manual descriptivo del funcionamiento de los sistemas de bombas de calor).



Upchurch, J.A. "Big Texas C<sub>3</sub> splitter unites feedstock suppliers with users" Oil & Gas Journal, Marzo 30, 1992. pp. 58-63.

Aspen Technology Inc. *ASPEN-PLUS Costing Manual*, 1991.

Aspen Technology Inc. *ASPEN-PLUS Notes on Interfaces and User Models*, 1991.

Aspen Technology Inc. *ASPEN-PLUS User Guide*, 1991.

Aspen Technology Inc. *ADVENT User Guide*, 1992.

## APÉNDICE A

PROPIEDADES FÍSICAS Y  
QUÍMICAS DEL PROPILENO

## EL PROPILENO.

## Propiedades Físicas y Químicas.

El propileno o propeno ( $\text{CH}_3\text{CH}=\text{CH}_2$ ), es un gas inflamable incoloro con un olor muy ligero. Es soluble ligeramente en agua (44.6 mL/100 mL de agua a 20°C), en etanol (1250 mL/100 mL de solvente) y en ácido acético. Sus principales propiedades físicas se muestran en la tabla A.1.

Propiedad	Valor
Peso molecular	42.081
Punto de fusión	-185.2°C
Punto de ebullición	-47.7°C
Gravedad específica	0.978/0°C
Temperatura crítica	365 K
Presión Crítica	4.6Mpa
Punto flash	°C
Temperatura de ignición	°C
Densidad del líquido	0.612 g/cm <sup>3</sup>
Límites de flamabilidad (% en volumen en aire)	2.4-11% en aire

**Tabla A.1. Propiedades Físicas y Químicas del propileno.**

## Grados Comerciales.

En la industria el grado comercial del propileno es importante, ya que se uso principal es como monómero para producir polipropileno, el cual necesita una pureza de al menos 99.9% en peso y el grado químico que se requiere para otros productos es de 92-94% en peso. En la Tabla A.2. se muestran algunas especificaciones de calidad.

Cuando existen impurezas en el producto, se debe cuidar que las cantidades no excedan de las especificaciones en % en peso que se permiten medidas por diferentes métodos. Algunas de ellas son: azufre, agua, alcoholes, aminas, butadieno, butenos, dimetil-formaldehído, etc.

Componente	Método de prueba	Rango de especificaciones
Propileno	ASTM D2163	92-94% en peso grado químico 99.5% en peso grado polimérico
Etano	ASTM D 2163	<1000
Acetaldehídos, dienos y otros insaturados	ASTM D 2712	<10
Hidrógeno	ASTM D 2504	<2
Monóxido de carbono	ASTM D 2504	<4
Oxígeno	ASTM D 2504	<8
Azufre	ASTM D 3120	<5
Agua		<10

**Tabla A.2. Especificaciones de calidad del propileno.**

#### **Almacenamiento y Transportación.**

Se deben tomar muchas precauciones para evitar peligros tanto a la salud como de explosiones cuando el propileno es almacenado. El equipo que pueda causar ignición debe ser apagado mientras se conecta, desconecta, carga y descarga equipo de otra índole. Las instalaciones eléctricas en áreas de descarga deben ser clasificadas bajo la División II de los requerimientos del Código Nacional Eléctrico. Ninguna parte de cualquier cilindro que contenga propileno debe ser sujeta a temperaturas debajo de 325 K.

El propileno es muy volátil y es usualmente transportado como un líquido a baja presión. Sin embargo, este puede ser transportado con seguridad a temperaturas ambientes en contenedores apropiados. Los tanques de transportación deben estar contruidos con acero soldado de acuerdo con el Código ASME de Recipientes a Presión No inflamables. Todas las tuberías y equipo relativo debe ser de acero y conforme al Código de tuberías de ANSI. Las mezclas de desechos que contengan propileno no se debe permitir que entren en drenajes o alcantarillas donde haya peligro de ignición de vapores. Cantidades comerciales de propileno son cargadas en tanques o por pipas y son transportadas en recipientes a presión.

#### **Protección Ambiental.**

El propileno es un gas incoloro que bajo condiciones normales tiene propiedades anestésicas a altas concentraciones, además es un gas inflamable a condiciones atmosféricas. Su temperatura de

autoignición es de 731 K en aire y 696 K en oxígeno. El propileno reacciona violentamente con materiales oxidados. Bajo condiciones inusuales, a 968 MPa (995 atm) y 600 K explota. Reacciona violentamente con  $\text{NO}_2$ ,  $\text{N}_2\text{O}_4$  y  $\text{N}_2\text{O}$ . Cuando ocurran explosiones deben de ser reportadas ya que el propileno líquido puede entrar en contacto con el agua a 315-348 K. Se deben de controlar las emisiones de propileno al ambiente y procurar que no contamine el agua o el ambiente porque puede llegar a ser muy nocivo.

## EL ETILENO.

## Propiedades Físicas y Químicas.

El etileno o eteno ( $C_2H_4$ ) es un gas inflamable incoloro, con un tenue olor placentero. Ligeramente soluble en agua (25.6 mL/100 g de agua a  $0^\circ C$ ) y en etanol (360 mL/100 g), soluble en éter y en hidrocarburos líquidos. Sus principales propiedades físicas se demuestran en la tabla B.1.

Propiedad	Valor
Peso molecular	28.05
Punto de fusión	$-169.4^\circ C$
Punto de ebullición	$-103.8^\circ C$
Gravedad específica	0.978/ $0^\circ C$
Temperatura crítica	$9.19^\circ C$
Presión Crítica	5.04Mpa
Punto flash	$-36.1^\circ C$
Temperatura de ignición	$450^\circ C$
Densidad del vapor (aire = 1)	1.8
Límites de flamabilidad (% en volumen en aire)	3.1-32

**Tabla B.1. Propiedades Físicas y Químicas del etileno.**

## Grados Comerciales.

La calidad del etileno está determinada por los requerimientos del consumidor; no existe un grado químico como tal; aunque el contenido de etileno normalmente excede el 99.9% en peso (en la Tabla B.2. se muestran algunas especificaciones de calidad).

Azufre, oxígeno y acetileno son las impurezas más indeseables y controladas específicamente cuando diferentes corrientes de etileno son mezcladas para transportar grandes cantidades de etileno. El azufre es un gran contaminante ya que envenena catalizadores; el oxígeno y el acetileno representan grandes riesgos durante ciertos procesos de almacenamiento y transportación.

Componente	Método de prueba	Rango de especificaciones (ppm)
Etileno	Por diferencia	99.9 % en peso (99.5 min.)
Metano + etano	ASTM D 2505	50-2000
Propeno + pesados	ASTM D 2505	7-200
Acetileno	ASTM D 2505	4-10
Hidrógeno	ASTM D 2504	1-10
Monóxido de carbono	ASTM D 2504	2-10
Dióxido de carbono	ASTM D 2505	8-50
Oxígeno	ASTM D 2504	3-10
Azufre	ASTM D 3120	1-10
Agua	ASTM D 203	5-20

**Tabla B.2. Especificaciones de calidad del etileno.**

#### **Almacenamiento y Transportación.**

Gran parte de la producción mundial de etileno es consumida totalmente, requiriendo poco almacenamiento y transportación. Grandes sistemas de flujo interconectan varias plantas, proporcionando a estas un suministro muy seguro y constante durante todo el año (con un costo de transportación mínimo).

En los sistemas de tuberías, el etileno está normalmente bajo presiones de 4-100 MPa, muy por encima de la presión crítica del etileno. La descomposición e ignición espontánea puede ocurrir bajo ciertas condiciones de operación y en presencia de impureza como acetileno y oxígeno. Apropriadas presiones de compresión especialmente cuando nitrógeno, oxígeno o en presencia de otros gases diatómicos inhiben la descomposición del etileno.

#### **Protección Ambiental.**

La emisión de aire de contaminantes está estrictamente regulada, el etileno es clasificado como un compuesto orgánico volátil; en las plantas donde se tenga como subproducto benceno se requiere un monitoreo constante para todos los equipos que manejan concentraciones de benceno superiores al 10% en peso o donde exista un riesgo potencial de emisión de benceno. El agua de proceso requiere un tratamiento para poder descargarse a drenaje.

**ECUACIONES DE ESTADO.**

Las expresiones matemáticas que relacionan la presión, el volumen y la temperatura (PVT) de un sistema se conocen como ecuaciones de estado. Una buena ecuación de estado es quizás el mejor método para manejar muchos datos de PVT, y lo que es más importante, es el medio más eficiente y versátil para conocer las funciones termodinámicas a partir de esta información.

A pesar de que se han desarrollado muchas ecuaciones de estado, ninguna de ellas ha demostrado ser lo suficientemente poderosa como para satisfacer todas las áreas de aplicación científica y de ingeniería. Las diferentes aplicaciones de las ecuaciones de estado dependen de las condiciones del sistema con el cual se piensa utilizar. Afortunadamente, se ha podido hacer generalizaciones en cuanto a los límites o rangos adecuados de utilización de las diferentes ecuaciones. Por ejemplo, es bien sabido que existen varias ecuaciones que predicen con bastante exactitud las propiedades de los hidrocarburos dentro de ciertos rangos de PVT.

Para elegir la ecuación de estado que mejor representara los resultados de las simulaciones, se realizaron diferentes simulaciones con cada una de las ecuaciones de estado propuestas, éstas fueron: Peng-Robinson (PR), Peng-Robinson-Boston-Mathias (PRBM), Redlich-Kwong-Soave (RKS) y Redlich-Kwong-Soave-Boston-Mathias (RKSBM).

Se realizó una comparación de los resultados de las simulaciones para cada una de las ecuaciones de estado propuestas con los resultados reales provenientes de planos de cada una de las separaciones. Los datos comparados fueron: Temperatura, Presión, Flujos y Fracción mol para las corrientes producto de cada una de las fraccionadoras. Dicha comparación sólo se realizó para la separación simple de cada una de las separaciones estudiadas: propano-propileno y etano-etileno, ya que a partir de éstas se generan las siguientes simulaciones.

**SEPARACIÓN PROPANO-PROPILENO.**

En ésta separación, la ecuación de estado elegida para reportar los resultados de la simulación fue la ecuación de Peng-Robinson-Boston-Mathias, ya que entre ésta y la ecuación de Peng-Robinson fueron las que presentaron el menor porcentaje de error al realizar las simulaciones. A pesar de que en la ecuación de PR se presenta el menor porcentaje de error en comparación con las otras simulaciones, la

ecuación de PRBM se acerca mucho a los resultados calculados con PR. ASPEN recomienda que para éste tipo de separaciones se obtienen mejores resultados con las ecuaciones de PRBM y con RKSBM, una de las cuales es la elección tomada.

En los datos tomados de la simulación original, el porcentaje obtenido de propileno es menor que el obtenido en las simulaciones, por lo que el flujo es mayor; y viceversa con el propano, se obtiene mayor porcentaje de recuperación pero menor flujo. Desde un principio al realizar las simulaciones, se tomaron como estimados que el porcentaje de propileno recuperado de la fraccionadora por el domo sería de 99.95% como máximo y para el propano un porcentaje de recuperación del 92% como mínimo; por lo que comparando con los datos reales, se obtiene mayor porcentaje de propileno que el reportado y menor de propano, lo que provoca que los flujos sean más chicos de un lado y más grandes del otro.

Así, al calcular el error, el resultado es más grande para la ecuación de estado de PRBM en comparación con la de PR; pero como el objetivo principal fue obtener el mayor porcentaje posible de propileno, debido a que entre mayor sea el porcentaje obtenido por el domo de la fraccionadora, mayor es la pureza que tiene el producto, lo que deriva en un producto de grado polimérico de mejor calidad al cual se le puede dar un mejor uso y por lo tanto tiene un valor comercial más alto; por esto es más viable escoger la ecuación de PRBM en comparación con PR.

Mas adelante se presenta la tabla C.1 correspondiente a la comparación de las diferentes ecuaciones de estado utilizadas contra los datos reales reportados para ésta separación; así como el porcentaje de error calculado para cada ecuación de estado.

### **SEPARACIÓN ETANO-ETILENO.**

Para ésta separación, la ecuación elegida para reportar los resultados de la simulación fue la misma ecuación elegida anteriormente, la ecuación PRBM. Igualmente, se realizaron las respectivas simulaciones con cada una de las ecuaciones y finalmente, se comparó con datos reales reportados para ésta separación.

Ésta separación presenta características similares a la anterior, por lo que se pudo aplicar el mismo tipo de ecuación de estado, obteniendo resultados satisfactorios. A continuación, se muestra la tabla C.2 correspondiente para ésta separación donde se comparan los resultados de las diferentes simulaciones con los datos reales.



## SEPARACIÓN PROPANO-PROPILENO.

Corriente	13		13		13		13		
Ecuación	PR		PR-BM		RKS		RKS-BM		
	REAL	SIMUL	ERROR	SIMUL	ERROR	SIMUL	ERROR	SIMUL	ERROR
Fase	LIQUIDO	VAPOR	%	VAPOR	%	VAPOR	%	VAPOR	%
Flujo molar lbmol/h									
PROPANO	29.771389	0.63968	0.9785137	0.46213	0.9844774	0.01477	0.999504	2.38E-04	0.999992
PROPILENO	565.86244	559.374	0.0114663	558.929	0.0122529	560.038	0.0102925	5.59E+02	0.0112915
Fracción mol									
PROPANO	0.0499827	0.00114	0.9771471	8.26E-04	0.9834717	2.64E-05	0.9994725	4.25E-07	0.9999915
PROPILENO	0.9500173	0.99886	0.05141	0.99917	0.0517429	0.99997	0.0525847	1.00E+00	0.0526124
Flujo másico lb/h									
PROPANO	1309.9411	28.2076	0.9784665	20.3783	0.9844433	0.65113	0.9995029	1.05E-02	0.999992
PROPILENO	23766.222	23538.8	0.0095683	23520.1	0.0103564	23566.8	0.0083923	2.35E+04	0.0093933
Flujo Total lbmol/h	595.63383	560.014	0.0598021	559.391	0.0608472	560.053	0.0597361	5.59E+02	0.0607093
Flujo Total lb/h	25076.164	23567.0	0.060182	23540.5	0.0612412	23567.4	0.0601664	2.35E+04	0.0611407
Temperatura F	66.3	66.8762	0.0086903	66.6338	0.005035	66.2790	0.0003173	6.60E+01	0.0038333
Presión Psi	145	145.000	0	145.000	0	145.000	0	1.45E+02	0

Corriente	14		14		14		14		
Ecuación	PR		PR-BM		RKS		RKS-BM		
	REAL	SIMUL	ERROR	SIMUL	ERROR	SIMUL	ERROR	SIMUL	ERROR
Fase	LIQUIDO		%	LIQUIDO		LIQUIDO		LIQUIDO	
Flujo molar lbmol/h									
PROPANO	118.03836	147.090	0.2461161	147.250	0.2474775	147.705	0.2513263	147.7182	0.2514423
PROPILENO	6.2296262	11.9119	0.9121388	12.3302	0.9792889	11.2237	0.801657	11.78786	0.8922259
Fracción mol									
PROPANO	0.9498694	0.92508	0.0260946	0.92273	0.0285682	0.92938	0.0215717	0.926098	0.025026
PROPILENO	0.0501306	0.07492	0.4944371	0.07727	0.5413047	0.07062	0.408737	0.073902	0.47419
Flujo másico lb/h									
PROPANO	5193.6879	6486.13	0.2488494	6493.22	0.2502137	6513.26	0.2540713	6513.859	0.2541876
PROPILENO	261.6443	501.261	0.9158097	518.864	0.9830892	472.298	0.8051159	496.0408	0.8958594
Flujo Total lbmol/h	124.26799	159.001	0.2795041	159.580	0.2841634	158.928	0.2789151	159.5061	0.2835655
Flujo Total lb/h	5455.3322	6987.40	0.2808377	7012.08	0.2853633	6985.55	0.2805002	7009.9	0.284963
Temperatura F	78.85	90.5073	0.1478417	90.4978	0.1477205	90.0579	0.142142	90.18494	0.1437532
Presión Psi	146.4	170.000	0.1612022	170.000	0.1612022	170.000	0.1612022	170	0.1612022

Tabla C.1: Comparación de los resultados de la simulación de las diferentes ecuaciones de estado con los datos reales.

## SEPARACIÓN ETANO-ETILENO

Corriente	8			8			8			8		
	PR			PR-BM			RKS			RKS-BM		
Ecuación	REAL	SIMUL	ERROR	SIMUL	ERROR		SIMUL	ERROR	SIMUL	ERROR		
Fase	LIQUIDO	VAPOR	%	VAPOR	%		VAPOR	%	VAPOR	%		
Flujo molar lbmol/h												
ETANO	0.500	5.15E-04	0.99897	0.46154	0.076914		0.7291	0.4582	0.929607	0.859214		
ETILENO	1048.10	1016.201	0.030435	1006.53	0.039663		1009.523	0.036807	1006.035	0.040135		
Fracción mol												
ETANO	0.00048	5.07E-07	0.998937	0.00046	0.038771		7.22E-04	0.513551	9.23E-04	0.936087		
ETILENO	0.99952	1.0000	0.000477	0.99954	1.84E-05		0.999278	0.000245	0.999077	0.000446		
Flujo másico lb/h												
ETANO	15.0000	0.015482	0.998968	13.8784	0.074771		21.92377	0.461585	27.95295	0.86353		
ETILENO	29400.00	28508.27	0.030331	28236.9	0.039561		28320.91	0.036704	28223.06	0.040032		
Flujo Total lbmol/h	1048.60	1016.202	0.030896	1006.99	0.039681		1010.252	0.036571	1006.965	0.039705		
Flujo Total lb/h	29415.00	28508.29	0.030825	28250.8	0.039579		28342.84	0.036449	28251.02	0.039571		
Temperatura F	-21	-22.35279	0.064419	-22.34	0.063824		-22.811	0.086238	-21.66153	0.031501		
Presión Psi	250	280	0.12	280	0.12		280	0.12	280	0.12		

Corriente	7			7			7			7		
	PR			PR-BM			RKS			RKS-BM		
Ecuación	REAL	SIMUL	ERROR	SIMUL	ERROR		SIMUL	ERROR	SIMUL	ERROR		
Fase	LIQUIDO		%	LIQUIDO			LIQUIDO		LIQUIDO			
Flujo molar lbmol/h												
ETANO	801.00	801.495	0.000618	801.039	4.86E-05		800.7706	0.000286	800.5559	0.000554		
ETILENO	7.00	60.5922	7.656029	70.271	9.038691		67.27456	8.610651	70.78929	9.112756		
Fracción mol												
ETANO	0.99134	0.929715	0.06216	0.91935	0.072615		0.922499	0.069439	0.918759	0.073212		
ETILENO	0.00866	0.070285	7.112897	0.08065	8.309268		0.077501	7.94583	0.081241	8.377533		
Flujo másico lb/h												
ETANO	24085.00	24100.67	0.000651	24087.0	8.1E-05		24078.88	0.000254	24072.43	0.000522		
ETILENO	196.00	1699.839	7.672648	1971.36	9.057964		1887.304	8.629102	1985.906	9.132173		
Flujo Total lbmol/h	808.00	862.0872	0.06694	871.31	0.078354		868.0452	0.074313	871.3452	0.078398		
Flujo Total lb/h	24281.00	25800.51	0.06258	26058.3	0.073198		25966.19	0.069404	26058.33	0.073198		
Temperatura F	21	17.58315	0.162707	17.5486	-0.164351		16.68678	0.205391	16.95661	0.192542		
Presión Psi	300	300	0	300	0		300	0	300	0		

Tabla C.2: Comparación de los resultados de la simulación de las diferentes ecuaciones de estado con los datos reales.