

34  
2ej



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

"ANÁLISIS DE UNA TORRE DESMETANIZADORA  
CON REHERVIDORES LATERALES EN UN  
PROCESO CRIOGENICO"

T E S I S  
Que para obtener el Título de  
INGENIERO QUÍMICO  
p r e s e n t a  
FERNANDO DANIEL FUENTES HERRERA

CIUDAD UNIVERSITARIA, MEXICO, D. F., MEXICO  
NOVIEMBRE DE 1991

FALLA DE ORIGEN



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

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

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

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

**ANALISIS DE UNA TORRE DESMETANIZADORA CON  
REHERVIDORES LATERALES EN UN PROCESO  
CRIOGENICO**

**I N D I C E**

	<b><u>Pág.</u></b>
1.- INTRODUCCION	1
2.- GENERALIDADES DEL PROCESO CRIOGENICO	6
3.- DESMETANIZACION	29
3.1) Tipos de Torres Utilizadas (Platos y Empaques)	30
3.2) Diversos Arreglos de Torres Desmetanizadoras	34
3.3) Procedimiento Teórico de Evaluación de la Torre	40
3.4) Efecto Termodinámico de los Rehervidores Laterales	61
4.- CRITERIOS PARA LA INTERCONEXION DE LOS REHERVIDORES LATERALES A LA COLUMNA DESMETANIZADORA	78
5.- TORRE DESMETANIZADORA CON REHERVIDORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGENICO	95
5.1 Bases del Análisis	96
5.2 Balance de Materia y Energía de la Planta Criogénica	102
5.3 Perfiles de Operación de la Torre Desmetanizadora	112
5.4 Análisis Comparativo	121
6.- CONCLUSIONES	168
7.- BIBLIOGRAFIA	174

## CAPITULO 1

### INTRODUCCION

En las últimas décadas, el incremento en el uso de productos derivados del petróleo, ha creado, tanto por concepto de una mayor competitividad en el mercado como por las políticas cada vez más rigurosas de ahorro de energía, la necesidad de mejorar los procesos de obtención existentes con el fin de disminuir sus costos de producción.

Para alcanzar este objetivo, el primer paso es determinar la forma en que se ha de mejorar un proceso. Una manera de plantear las posibilidades consiste en considerar tres caminos principales: a) mejorar en forma directa los rendimientos mediante mayores acercamientos al equilibrio físico y/o al químico, b) aplicar al proceso materiales que puedan ser regenerados económicamente (adsorbentes como las aminas para endulzamiento, refrigerantes, etc.), y c) minimizar el consumo de energía externa (economizadores, rehervidores laterales, condensadores laterales, bombas de calor, etc.).

Para modernizar un proceso modificándolo en cualquiera de estos aspectos, generalmente se deben realizar cambios en los equipos que se utilizan, ya sea en tipo, tamaño o cantidad. Las adaptaciones que deban realizarse en los equipos, junto con las variaciones que de ellas se deriven en el consumo de servicios auxiliares y agentes químicos, son lo que fundamentalmente determina la factibilidad de que el proceso, y en sí la obtención del producto, resulten más económicos.

En un proceso de destilación como la desmetanización, existe la posibilidad de obtener ciertos beneficios en este sentido, mediante el empleo de cambiadores de calor que permitan utilizar -- las corrientes internas de la torre desmetanizadora para el enfriamiento de la corriente de carga, con la consiguiente reducción del requerimiento de refrigerante, lo que debe redundar directamente en los costos de inversión y de operación del proceso.

En este contexto, teniendo en cuenta que uno de los aspectos más interesantes del tema está constituido por los cambios operativos que deberán manifestarse en la columna de desmetanizado bajo tales circunstancias, el objetivo principal de la presente tesis está dirigido al análisis del comportamiento de una torre desmetanizadora con rehervidores laterales en un proceso criogénico. En forma complementaria se harán comentarios referentes a la recy

peración de calor en el tren de enfriamiento de este tipo de plantas, ya que como se ha mencionado este aspecto es generalmente de importancia para determinar los beneficios que puedan obtenerse - en el proceso al integrar los rehervidores laterales.

A fin de establecer en forma general la manera en que se tratará el tema, enseguida se presenta un breve resumen de los capítulos que integran este trabajo:

Capítulo 2. Consiste fundamentalmente en la descripción general del proceso criogénico. Se señalan sus principales características y los criterios principales que se aplican en el diseño.

Capítulo 3. Se mencionan cuestiones inherentes a la desmetanización como: tipos de torres, platos y empaques característicos de una operación criogénica (primera sección); diferentes arreglos que se han dado a las torres desmetanizadoras (segunda sección); el procedimiento teórico que se sigue para simular el comportamiento de la torre desmetanizadora y llevar a cabo el cálculo del balance de materia y energía de la misma, siendo este último la base para la evaluación del sistema (tercera sección); para concluir el capítulo se incluye un análisis desde el punto de vista termodinámico del efecto que tiene la inclusión de los rehervidores laterales en el proceso (cuarta sección).

Capítulo 4. En esta sección se establecerán los lineamientos generales que determinan la ubicación de un rehervidor lateral -- respecto a la torre desmetanizadora y se presentarán algunos arreglos típicos de estos equipos.

Capítulo 5. En este capítulo se presenta el balance de materia y energía de una planta criogénica convencional, como base para definir el comportamiento de una columna desmetanizadora típica. Posteriormente, se realiza una comparación entre los dos tipos de columnas: la torre criogénica convencional y la que utiliza los rehervidores laterales. Esta confrontación abarca dos aspectos:

- a) El análisis termofísico (comparación de los perfiles de flujo, temperatura y composición a lo largo de la torre) -- como referencia directa del comportamiento de la columna -- en cada uno de los casos de estudio.
- b) El balance de energía de la torre, como base para determinar el cambio en los requerimientos de energía del sistema.

Finalmente, en base a los resultados obtenidos, se presentan las conclusiones, en las que se evalúa la importancia de los re -

hervidores laterales en el proceso de desmetanización criogénica.

La última parte incluye la bibliografía utilizada como apoyo para la realización de este trabajo.



## CAPITULO 2

### GENERALIDADES DEL PROCESO CRIOGENICO

La meta principal de una planta criogénica es la separación del metano del resto de hidrocarburos más pesados, a partir del gas natural.

El proceso que se utiliza es una destilación que, dadas las propiedades físicas del metano y demás componentes, debe efectuarse a una temperatura extremadamente baja. Esta se consigue, habiendo pasado previamente el gas a través de un sistema de deshidratación, por medio de enfriamientos sucesivos a base de corrientes frías. Estas son generadas en el mismo proceso mediante el uso de uno o varios turboexpansores y complementariamente con corrientes de refrigerantes seleccionados de acuerdo a los niveles de temperatura requeridos por el proceso.

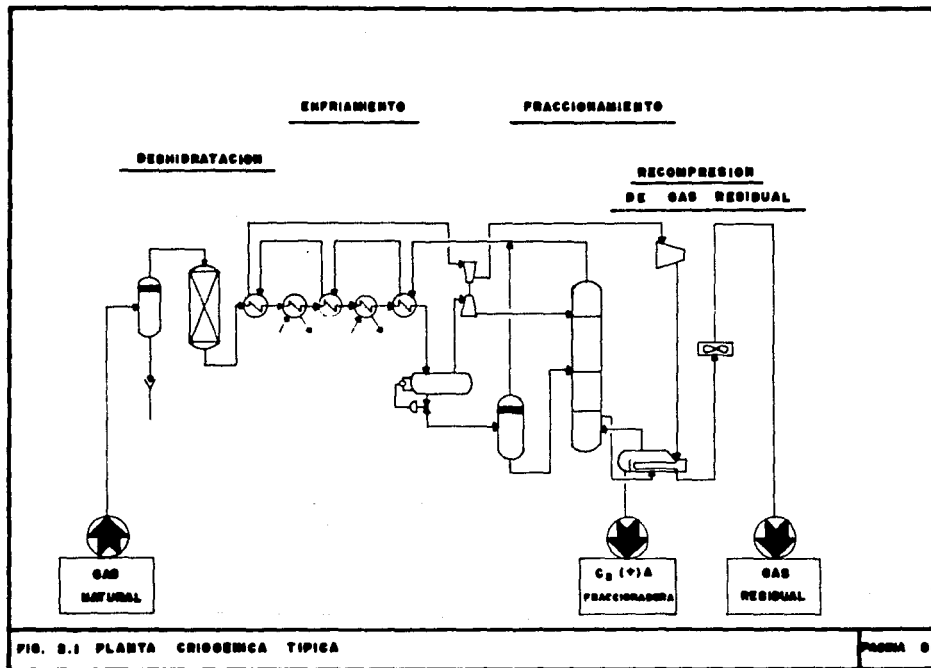
Este acondicionamiento lleva a obtener una mezcla líquido-vapor que se alimenta a una torre desmetanizadora en la que se lleva a cabo la separación final, en tal forma que se obtengan los productos dentro de las especificaciones requeridas.

El producto de fondos de la torre, generalmente es enviado a una planta fraccionadora para la recuperación de otros componentes ligeros y por su parte, el gas residual que se obtiene por el domo se envía, previo acondicionamiento según se requiera, a las redes de distribución y/o transporte a fin de proporcionarlo a -- los usuarios para su consumo como gas combustible principalmente.

Una descripción más detallada del proceso, involucra distinguir cuatro etapas fundamentales en una planta criogénica típica como la ilustrada en la Figura 2.1. Estas etapas son:

- 1) Deshidratación
- 2) Enfriamiento
- 3) Fraccionamiento
- 4) Recompresión de Gas Residual

y son descritas en los siguientes incisos.



## 2.1 Deshidratación

Previo a su entrada a los deshidratadores, el gas de alimentación a la planta criogénica es recibido en un tanque separador cuya función es evitar que agua o hidrocarburos líquidos pasen a los lechos de adsorción. Tales líquidos bajarían la eficiencia de la deshidratación (1).

El requerimiento primario para la unidad de deshidratación es la producción continua de un gas para el proceso con un punto de rocío de agua suficientemente bajo, a todas las posibles condiciones de temperatura, presión y contenido de agua en la alimentación.

Esta primera fase del proceso es llevada a cabo con el fin de evitar problemas de formación de hidratos y de congelamiento, dado el rango de temperaturas tan bajo en que se opera comúnmente este tipo de plantas, siendo factible en algunos casos llegar a  $-150^{\circ}\text{F}$  (5).

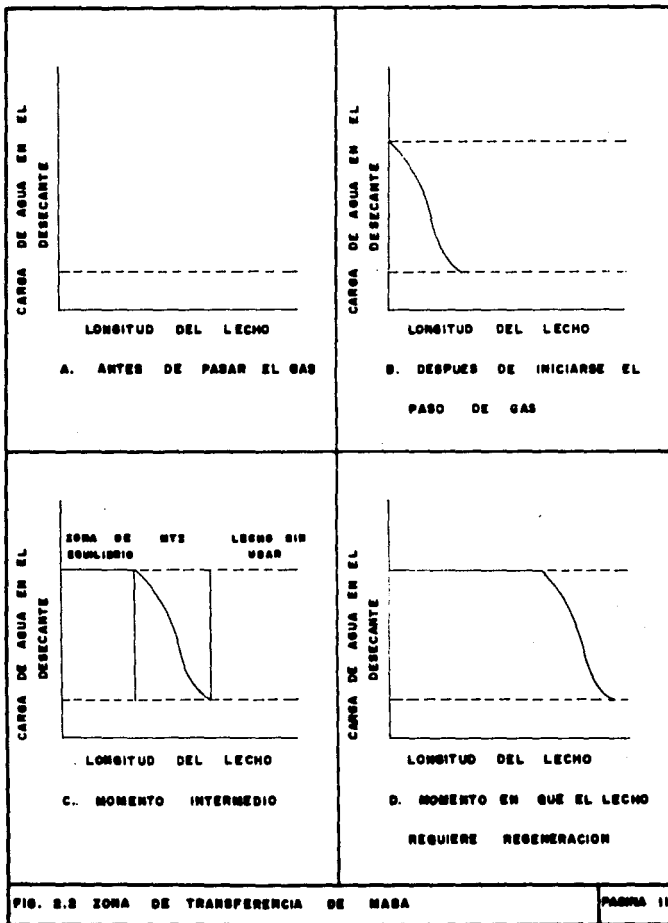
Generalmente se efectúa en deshidratadores de lecho fijo con desecantes sólidos tales como mallas moleculares, alúminas, o geles de sílice, usándose comúnmente dos o más lechos en paralelo con el fin de procurar la continuidad del proceso (1, 10).

La experiencia de algunas compañías ha mostrado que para evitar problemas por congelamiento, un nivel aceptable de agua en el gas a la salida de los deshidratadores sería de 0.1 ppm o menos - (2). Un proceso en lecho sólido apropiadamente diseñado con mallas moleculares puede pasar este requerimiento riguroso. De hecho, el límite más bajo de precisión de los analizadores de punto de rocío disponibles comercialmente está en el orden de 0.1 ppm - (2).

Podemos explicar mejor la deshidratación siguiendo la serie de ilustraciones que se muestran en la Figura 2.2.

Tan pronto el gas se pone en contacto con el desecante, el agua contenida en el gas pasa al sólido tendiendo a alcanzar un equilibrio, se establece entonces una zona de transferencia de masa (Mass Transfer Zone; MTZ) en el desecante sólido, en la cual las concentraciones de agua varían entre una concentración máxima y una mínima que corresponde a la humedad con que sale el gas de los deshidratadores.

Como se puede observar, tan pronto como se ha formado la zona de transferencia de masa, ésta se empieza a mover en dirección de la salida del lecho según transcurre el tiempo. En un momento dado se pueden reconocer tres secciones, la zona de equilibrio, -



la zona de transferencia de masa y la zona que no ha sido usada.- La carga de agua en la zona de equilibrio es una función del tiempo, la cual alcanza su valor máximo en el momento del rompimiento. Este valor no es mas que una fracción del valor reportado para el equilibrio estático en las curvas de adsorbentes comerciales. La capacidad de adsorción dinámica representa las libras de agua que se han adsorbido por cada 100 libras de adsorbente en el lecho en el punto de rompimiento.

Debido a la longitud de la MTZ, este valor será menor que la capacidad en la zona de equilibrio. La capacidad dinámica cambia con el uso del adsorbente y las sucesivas regeneraciones según se muestra en la Figura 2.3.

Al valor que adquiere la capacidad dinámica cuando la curva presentada se hace asintótica, se le denomina capacidad de adsorción para diseño.

En la Figura 2.4 se muestran algunos arreglos internos típicos de deshidratadores. Cabe hacer notar que estos arreglos se utilizan con el fin de evitar canalizaciones de flujos y el choque directo del gas con el material adsorbente, lo cual lleva a una mejor distribución del gas y en consecuencia, a una mejor operación de los deshidratadores.

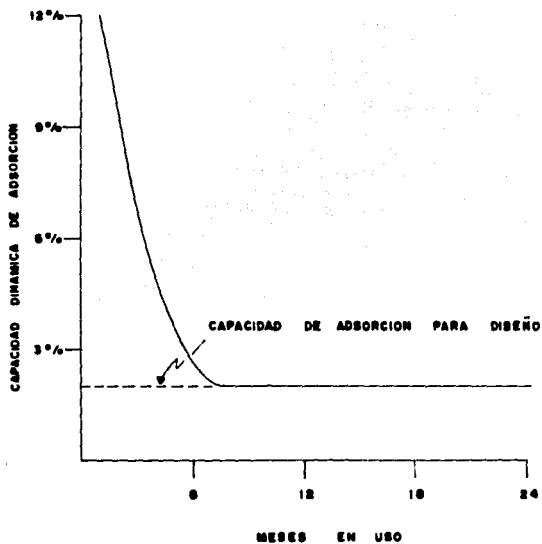


FIG. 2.3 DECLINAMIENTO DE LA CAPACIDAD DINAMICA DE ADSORCION



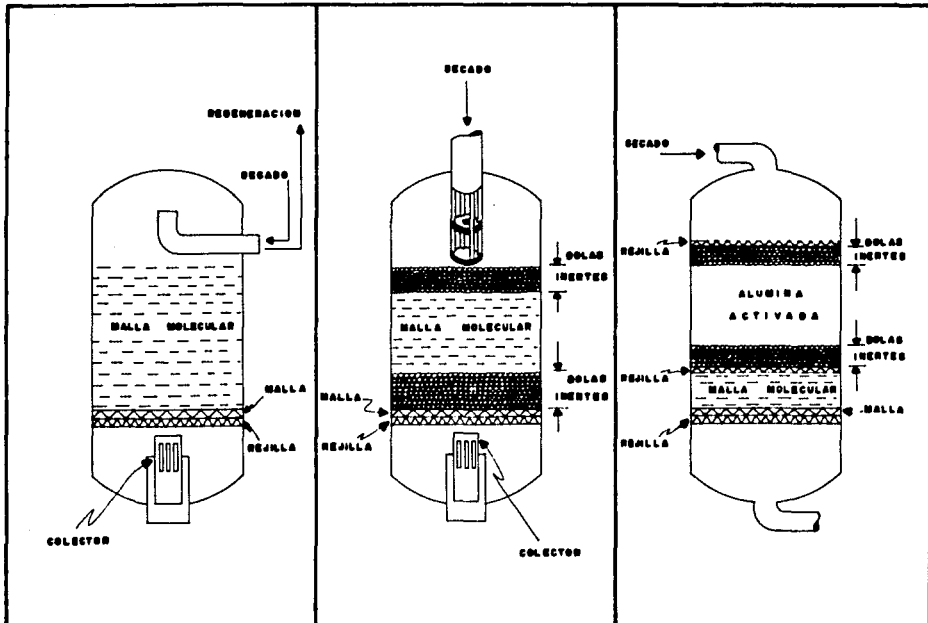


FIG. 2.4 ALGUNOS ARREGLOS INTERNOS TÍPICOS DE DESHIDRATADORES

Otro aspecto importante relativo a los deshidratadores de lecho sólido lo constituye su regeneración. Los puntos a considerar incluyen la cantidad total de calor requerido, la velocidad del gas de regeneración y su temperatura de alimentación al sistema.

Para asegurar la continuidad de la operación, comúnmente se trabaja en base a dos o tres camas de deshidratación en paralelo, (en nuestro país algunas plantas incluyen hasta seis camas deshidratadoras), programando alternadamente los ciclos individuales de secado/regeneración. Los cambios se realizan por medio de programadores que permiten que la operación se realice en forma totalmente automática.

## 2.2 Enfriamiento

Esta parte del proceso cubre una función importante, que es la de licuar el gas alimentado, lográndolo mediante dos métodos combinados:

- a) Intercambios de calor con corrientes frías del proceso
- b) Utilización de un sistema de turboexpansión

En los procesos de tipo criogénico generalmente el gas de -- carga deshidratado fluye a través de un tren de enfriamiento, en donde parte del enfriamiento total requerido por el proceso es su ministrado en intercambiadores gas de carga/gas residual, gas de carga/refrigerante o gas de carga/licuido de proceso frío.

El gas residual frío es básicamente suministrado por el turboexpansor.

El uso de refrigeración auxiliar depende de varios factores-- como son niveles de refrigeración y disponibilidad y costos de -- servicios auxiliares, siendo propileno y propano los refrigeran-- tes usados comunmente.

El líquido de proceso frío puede tomarse de las etapas de ex

pansión del gas alimentado, en las que algo del gas se condensa a bajas temperaturas.

Otra parte de donde se puede tomar líquido frío de proceso, sería de la torre, lo que podría dar lugar a la instalación de un rehervidor lateral.

Este primer tipo de enfriamiento es llevado a cabo en cambiadores de calor convencionales de coraza y tubos, aunque también han sido utilizados exitosamente los cambiadores de placas aletadas para procesos que no rebasan las 750 psig (1).

La Figura 2.5 muestra una curva típica de enfriamiento para el gas de carga del proceso al pasar por este tipo de sistemas que se conocen comunmente como trenes de enfriamiento. En esta figura puede observarse que los niveles de refrigeración son seleccionados en tal forma que el gas residual se aprovecha lo mejor posible.

Por otro lado, el turboexpansor es la parte principal de las plantas criogénicas en lo que se refiere a refrigeración. El turboexpansor criogénico (9), es una turbina generalmente del tipo de flujo radial de reacción, diseñada para lograr un máximo de eficiencia posible, de acuerdo a los requerimientos causados por

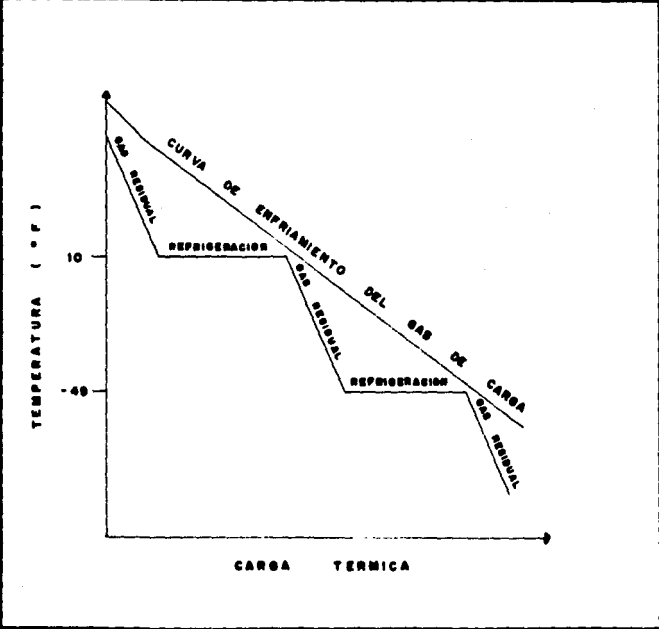
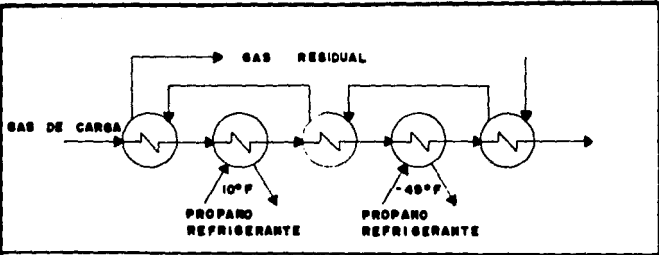


FIG. 2.9 CURVA TIPICA DE ENFRIAMIENTO PARA EL GAS DE CARGA PAGINA 18

las bajas temperaturas. Su función desde el punto de vista termodinámico se ha definido como una expansión politrópica irreversible para producir un trabajo útil (6). La energía removida en este trabajo y en la expansión, genera refrigeración para el proceso y condensación de líquido que se utiliza como reflujo en la desmetanizadora. Usualmente se condensa de un 10 a un 15 % de la corriente que entra al turboexpansor (7). El trabajo útil producido, generalmente es usado para recomprimir el gas residual por medio de un compresor recuperador de potencia acoplado directamente al turboexpansor. Este es un arreglo popular ya que reduce los costos de accionamiento del compresor.

La Compañía Ortloff (3), ha desarrollado un sistema de turboexpansión multietapas (Multi-stage Turbo-expander Process: MTP), - (Figura 2.6). En México el Instituto Mexicano del Petróleo cuenta actualmente con la tecnología necesaria para el diseño de plantas en base a este tipo de sistemas. El proceso consiste de una serie de pasos de enfriamiento y expansión, cuya base termodinámica se puede apreciar en la Figura 2.7 que es un diagrama presión-entalpía para metano puro. Aunque en la práctica será procesada una corriente gaseosa multicomponente, el diagrama presión-entalpía del componente puro representa los beneficios materiales del diseño - en forma simplificada.

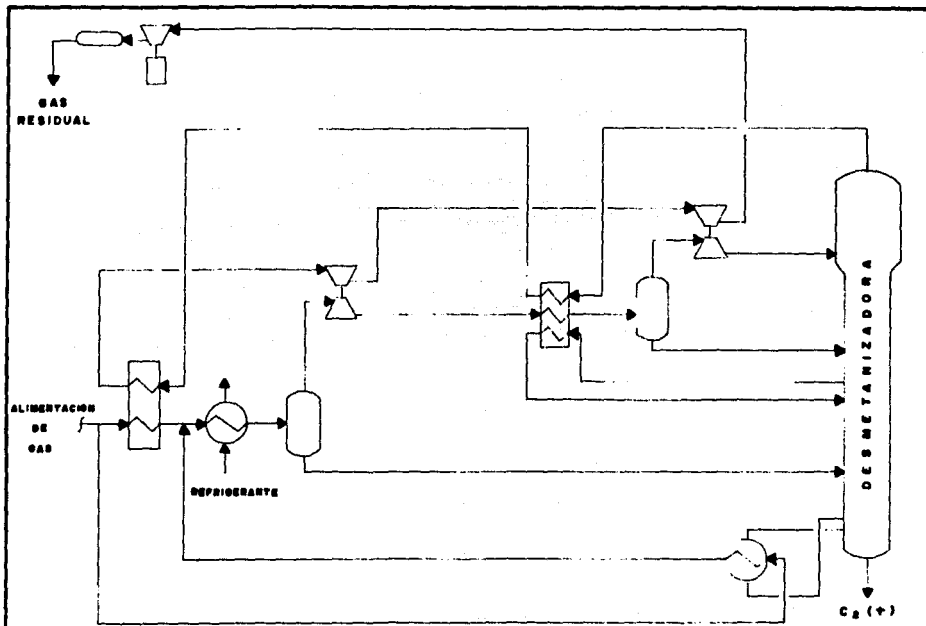


FIG. 2.6 ARREGLO GENERAL DEL PROCESO DE UN DISEÑO MTP PARA DOS ETAPAS

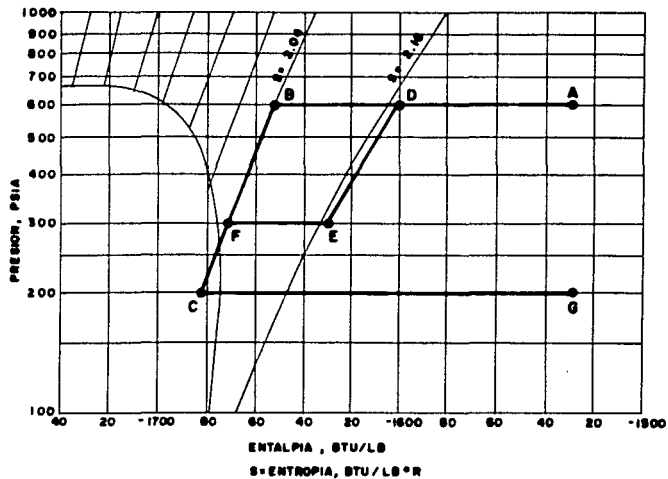


FIG. 2.7 VENTAJAS DE LOS PROCESOS DE TURBOEXPANSION MULTIETAPAS



En el diagrama se muestran dos trayectorias de expansión. Una trayectoria sigue el paso de enfriamiento a presión constante desde el punto A hasta el punto B, seguido por una expansión a entropía constante desde B hasta C. Esta trayectoria representa el proceso de expansión de una etapa. La segunda trayectoria muestra pasos de enfriamiento a presión constante desde el punto A al D y desde E hasta F, seguidos por las correspondientes expansiones a entropía constante desde D hasta E y de F a C, constituyendo dos etapas de una expansión multietapas. El paso de recalentamiento desde el punto C al G es común a ambas trayectorias.

Debido a la reducción en pendiente de las líneas de entropía constante conforme aumenta la temperatura, la trayectoria de D a E entalla un cambio de entalpia por libra de metano expandida, mayor que el de la trayectoria de B a F. Esto significa también que la trayectoria de E a F requiere menor cambio de entalpia por libra de metano enfriada que el de la trayectoria de D a B. Los beneficios resultantes de la expansión en dos etapas tipo MTP, descrita por la segunda trayectoria son:

- 1) Hay mas refrigeración disponible para el proceso a partir del trabajo de expansión
- 2) Hay mas energía de trabajo disponible, a partir de los --

trabajos de expansión para ser convertidos en trabajos de compresión

En general, la aplicación de los principios del diseño de la turboexpansión multietapas reportaría las siguientes ventajas de acuerdo a la Compañía Ortloff, con respecto al diseño de una sola etapa:

- a) Una reducción significativa en los requerimientos de energía, a una recuperación constante de los líquidos deseados
- b) Mejoramiento significativo de los rendimientos de los líquidos deseados, a un requerimiento de energía constante
- c) Las ventajas tanto de un rendimiento incrementado como de reducción en los niveles de energía requeridos, en ciertos casos
- d) Pueden alcanzarse recuperaciones superiores de propano (o etano) para un nivel dado de recuperación de etano (metano)
- e) Se evitan aquellas regiones de presión-temperatura, como es la región de alta presión (arriba de 550 psig en algunos casos), en las cuales la predicción de resultados de operación están sujetos a grandes variaciones (17)
- f) El incremento en el costo de instalación puede pagarse rá

pidamente, a la vez que se mantiene un diseño mecánico -  
simple y flexible

g) Capacidad superior de una máxima recuperación de etano -  
(metano)

Lo anterior puede tomarse como una ilustración de la impor--  
tancia que reviste el enfriamiento con turboexpansores en una -  
planta criogénica.

### 2.3 Fraccionamiento

Esta es la etapa donde propiamente se obtiene el producto deseado, tomando en cuenta que las separaciones que se llevan a cabo para alimentar a los turboexpansores tambien rinden una buena cantidad de gas metano, con una buena separación de etano y más pesados que es lo que se busca. Por lo común para este servicio se utilizan las del tipo agotadora con un rehervidor de fondos. Algunos de los aspectos más importantes que presentan son:

Presión de Operación. Sujeta a ciertas limitaciones, la presión de operación de la torre desmetanizadora generalmente se fija en función del nivel de presión de entrega requerido para el gas residual. En la práctica se han operado adecuadamente plantas criogénicas en un rango que va desde 100 hasta 550 psia.

La separación por arriba de este rango provoca problemas, ya que los fluidos se acercan a sus condiciones críticas, lo cual no es conveniente ya que a la presión crítica, las composiciones del líquido y del vapor son idénticas, lo que hace que las constantes de equilibrio sean iguales a 1 para cada componente. De esta forma, conforme la presión se aproxima al valor crítico, la volatilidad relativa se acerca más a la unidad y consecuentemente el número de platos y los requerimientos de reflujo se incrementan. Es-

tos aspectos conducen a considerar como algo recomendable la realización de un análisis previo para fijar la presión de la torre, debiendo tenerse en cuenta, de acuerdo a lo mencionado, las necesidades de recompresión, la recuperación requerida y la posibilidad de tener un reflujo externo.

Reflujo Externo. La recuperación de etano y propano puede ser incrementada adicionando facilidades para crear un reflujo externo (4). El equipo adicional que se requiere es un condensador, un acumulador, una bomba y el remplazo del expansor de una etapa por uno de dos etapas o el uso de una válvula de expansión (11).

El reflujo podría también ser producido con un sistema de refrigeración en cascada, involucrando una combinación de los procesos de refrigeración y criogénico.

Rehervidor. Los tipos más usados son el de caldereta y el de flujo en un paso, con medios de recalentamiento comunes como: gas de carga, gas residual caliente de los compresores, propano o propano condensantes, etano de los domos de la desetanizadora (si existe esta torre) y en algunos casos vapor de agua saturado de baja presión.

## 2.4 Recompresión de Gas Residual

La gran mayoría de las plantas criogénicas de recuperación de licuables, entregan el gas residual a una presión igual o mayor que la presión que tiene el gas de carga a la planta. Esto se hace con el fin de enviar el gas residual a un gasoducto colector, ya que de hecho la planta recuperadora no es más que un accidente en el camino del gas natural hacia su destino para ser usado como combustible (1, 10). Es decir, la recuperación de licuables requiere de un consumo de energía que se traduce en caída de presión del gas a través de la planta, por lo que es necesario re-integrar la presión a este gas. A esta operación se le llama recompresión de gas residual y generalmente es llevada a cabo mediante el uso de compresores centrífugos. La recompresión del gas residual se puede iniciar en el compresor acoplado al turbo-expansionador, como se mencionó anteriormente, y terminar en el comúnmente llamado compresor de gas residual. La presión final dependerá de las condiciones a las que opere el gasoducto o el sistema de distribución de gas combustible a donde se envíe el gas residual.

Adicionalmente a lo señalado en los incisos anteriores, debe también mencionarse que recientemente se ha puesto en práctica a nivel mundial un proceso criogénico que permite llevar a cabo la desmetanización sin tener que eliminar previamente el  $\text{CO}_2$ , que en

los procesos convencionales es removido para evitar que forme hidratos que taponarían válvulas ó tuberías. El efecto requerido se logra mediante la recirculación de una corriente de hidrocarburos de peso molecular medio, que inhibe la formación del hidrato a -- las condiciones de operación de la desmetanizadora. En nuestro país el Instituto Mexicano del Petróleo tiene la tecnología para desarrollar la ingeniería de este tipo de sistema al cual ha bautizado como CRIOMEX II.

## CAPITULO 3

### DESMETANIZACION

Como se mencionó en el capítulo anterior, la desmetanización criogénica, consiste en una destilación a baja temperatura para separar el metano de los demás componentes del gas natural.

Los sistemas utilizados para estas operaciones están constituidos fundamentalmente por equipo convencional de destilación, como el que se emplea para otros procesos dentro de la industria petroquímica. No obstante, sobresalen algunos aspectos muy característicos dada su operación a temperaturas inferiores a las requeridas en otros casos.

En los siguientes incisos se hace referencia a los principales aspectos que caracterizan la operación de los sistemas criogénicos de desmetanización.



### 3.1 Tipos de Torres Utilizados (Platos y Empaques)

Típicamente, las torres desmetanizadoras se diseñaron para operar preferentemente con platos, hasta principios de los años 70. A partir de esta fecha, algunas compañías se han inclinado por las torres empacadas, ya que demostraron proporcionar un gran servicio en este tipo de plantas, dado que tienden a evitar el arrastre de líquido, dan mejores separaciones y generalmente conducen a la utilización de torres de menores dimensiones que las de platos (5, 8).

En general puede señalarse que las ventajas y desventajas entre ambos diseños son similares a las que se presentan para cualquier otro tipo de servicio y por tanto la decisión de utilizar torres de platos o empacadas deberá tener en cuenta (19, 31), tanto para un diseño nuevo como para la rehabilitación de un equipo existente, los factores de tendencia a la espumación, contenido de sólidos, corrosividad, incrustabilidad, viscosidad, velocidades de gas y líquido, etc., además de los costos implicados en cada alternativa una vez que se hayan determinado las dimensiones, características y materiales de los equipos a utilizar.

Las Figuras 3.1 y 3.2 presentan los arreglos internos característicos de una torre de platos (14) y de una torre empacada -

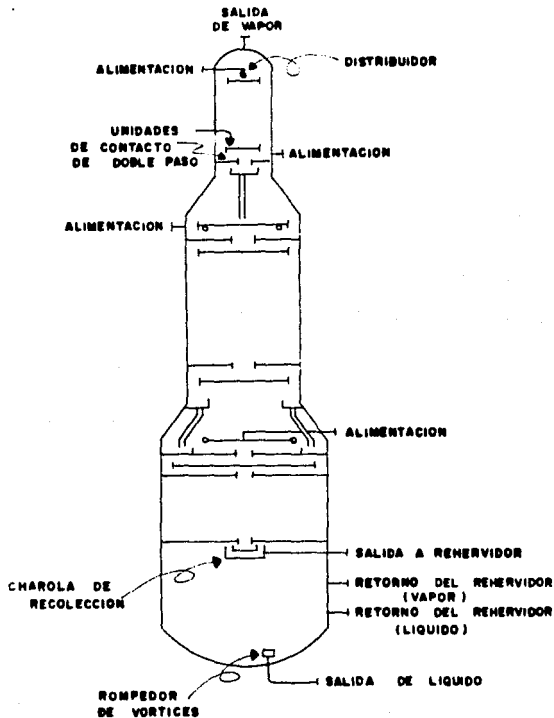
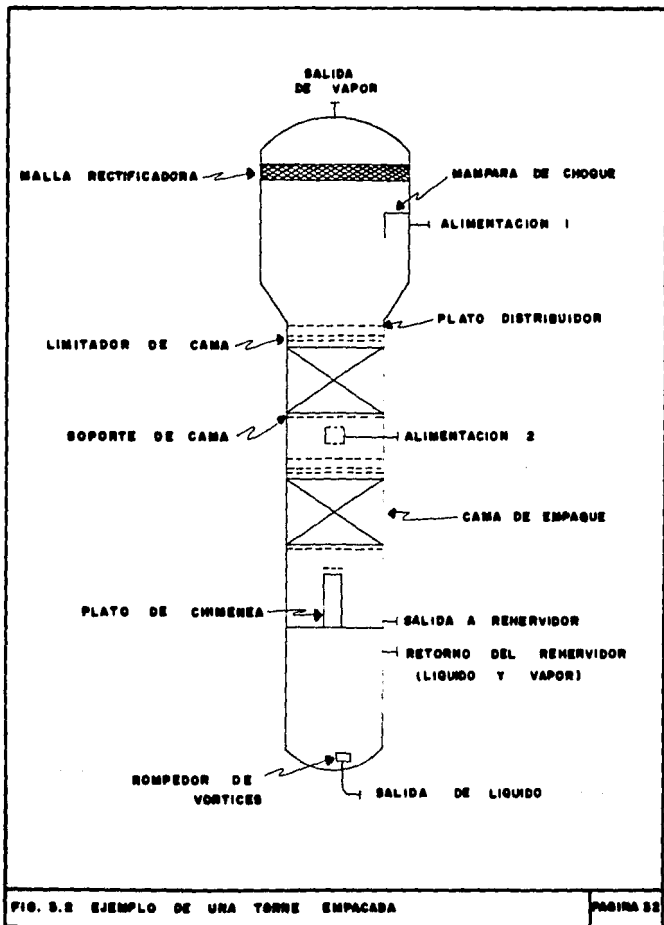


FIG. 3.1 EJEMPLO DE UNA TORRE DE PLATOS



respectivamente.

Aún cuando ambos ejemplos presentan torres con una configuración tipo "botella" (invertida en el caso de la torre empacada), no todos los diseños estarán en esta situación, pudiendo tenerse torres con un solo diámetro en todas sus secciones.

Los cambios de diámetro en las diferentes secciones se deben principalmente a las variaciones de los flujos de líquido y de vapor. Estas pueden deberse a su vez a alimentaciones o extracciones intermedias, o a los requerimientos de área transversal de cada sección, cumpliendo individualmente una función diferente, conforme al esquema de procesamiento seleccionado.

### 3.2 Diversos Arreglos de Torres Desmetanizadoras (1, 7, 13)

En todos los diseños de plantas para el procesamiento de gas el objetivo es aprovechar al máximo la energía del sistema, minimizando con ello el consumo de energía externa, dentro de las restricciones impuestas por los costos de inversión, costos de operación y valor del producto. Adicionalmente tienen que considerarse factores como la factibilidad de la planta, complejidad operativa, facilidad de arranque, flexibilidad de operación y los requerimientos de mantenimiento.

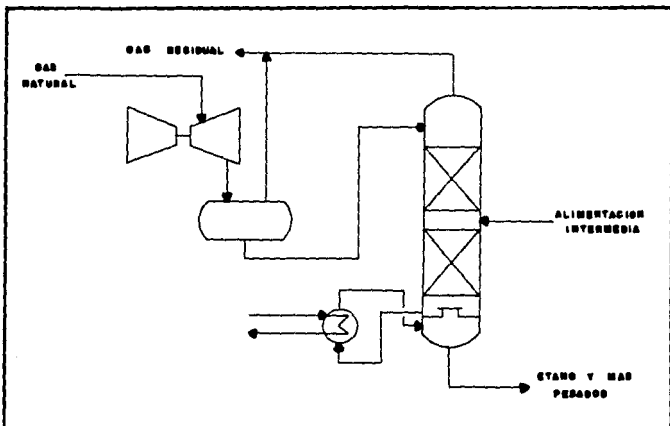
En el transcurso de los años se ha probado una gran variedad de configuraciones a fin de alcanzar esta meta. Si se considera que lo que se podría denominar "punto óptimo de diseño" se ha desplazado, tendiendo a recuperaciones cada vez más altas a medida que el valor de los productos se ha incrementado, se comprende fácilmente porqué los procesos más eficientes se han obtenido a -- costa de la simplicidad en el equipo.

En las Figuras 3.3 a 3.7 se presentan ejemplos de diferentes arreglos utilizados para llevar la mezcla efluente del turboexpansor a la torre, evitar el arrastre de líquidos y llevar a cabo en una mejor forma la separación.

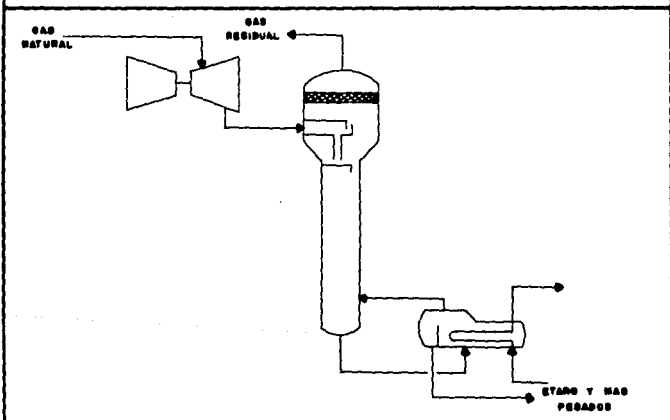
En el esquema de la Figura 3.3, la mezcla líquido-vapor que se obtiene en el turboexpansor es alimentada a un separador. El gas obtenido se une al gas residual y el líquido se alimenta por diferencia de presiones a la parte superior de la torre desmetanizadora. La remoción previa de los vapores de la alimentación reduce los requerimientos de espacio para la separación de las fases en el domo de la torre. Este arreglo es típico de procesos que no requieren una alta pureza del metano que se obtiene como gas residual o de aquellos en que se habilita equipo existente para efectuar la desmetanización.

El proceso que se presenta en la Figura 3.4 es equivalente al que se mencionó en el párrafo anterior. La modificación principal consiste en que la separación de las fases que constituyen la alimentación proveniente del turboexpansor, se lleva a cabo en el domo de la torre. Comúnmente esta situación conduce a un diámetro de torre mayor en esta sección, a fin de minimizar los arrastres de líquido, lo cual equivale a tener integrado un separador convencional en la parte superior de la desmetanizadora.

La Figura 3.5 presenta una variante del esquema de proceso de la Figura 3.3, en la que los líquidos obtenidos en la separación requieren bombeo para poder alimentarse a la parte superior de la torre. Esta situación generalmente ocurrirá cuando las pre-



**FIG. 3.3 ALIMENTACION SUPERIOR A TRAVES DE UN TANQUE SEPARADOR**



**FIG. 3.4 ALIMENTACION SUPERIOR DIRECTA**

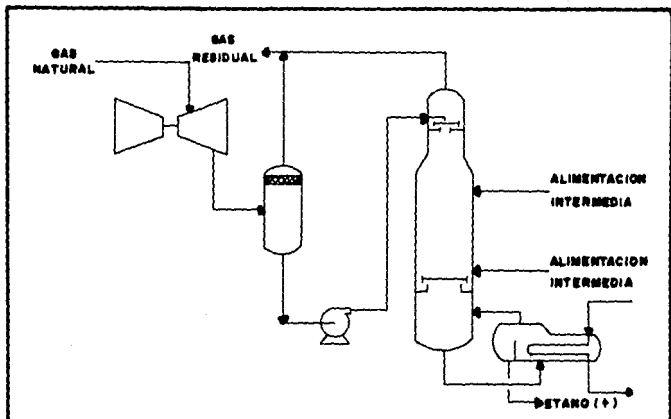


FIG. 3.5 ALIMENTACION SUPERIOR CON SEPARADOR Y BOMBA

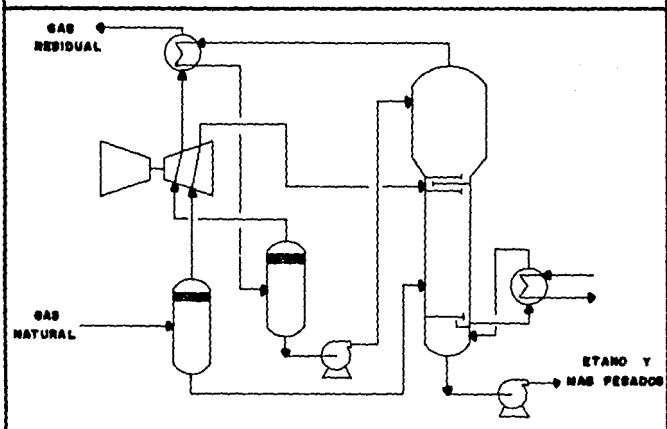


FIG. 3.6 REFLUJO CON ENFRIAMIENTO GENERADO EN TURBOEXPANSOR



siones de operación del separador y la torre sean iguales, o la de la torre sea superior a la del tanque.

Los arreglos que se muestran en las Figuras 3.6 y 3.7 son característicos de los procesos que requieren una mayor pureza de los productos de la desmetanizadora. En ambos casos dicho propósito es alcanzado proveyendo al sistema con un reflujo externo.

En el proceso de la Figura 3.6 el reflujo se obtiene al condensar parte del gas del domo de la torre, utilizando para ello la fracción del gas que no se condensa y que es enfriada aprovechando la expansión isentrópica que lleva a cabo el turboexpansor.

El sistema presentado en la Figura 3.7 permite obtener el reflujo en una forma similar a la descrita, con la excepción de que la corriente de gas residual que se utiliza para la condensación, es previamente enfriada aprovechando el efecto Joule-Thompson que se produce en la expansión isentálpica a través de una válvula.

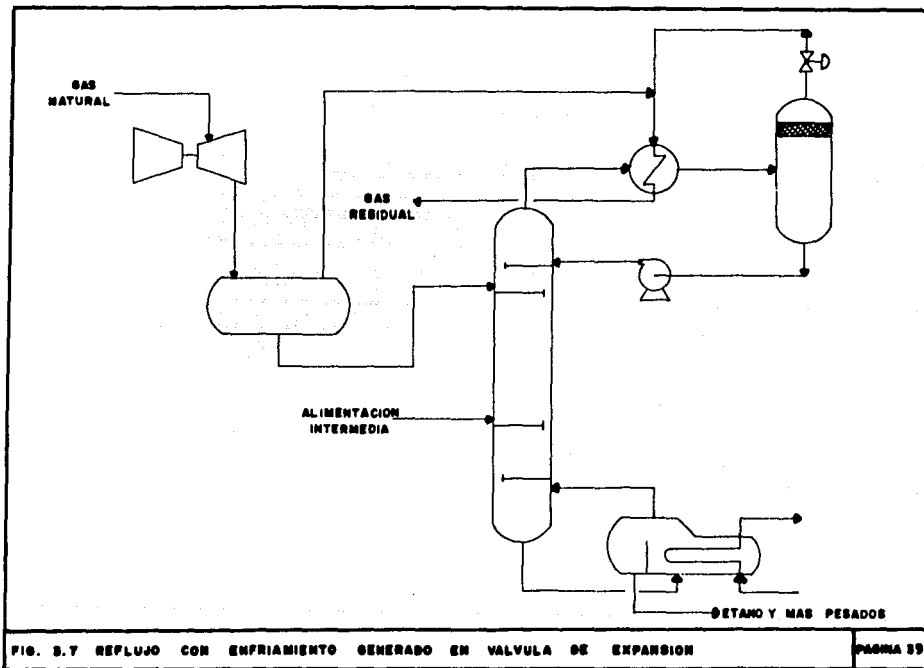


FIG. 5.7 REFLUJO CON ENFRIAMIENTO GENERADO EN VALVULA DE EXPANSION

### 3.3 Procedimiento Teórico de Evaluación de la Torre

Los balances de materia y energía necesarios para la evaluación del comportamiento de los diferentes equipos que constituyen la planta criogénica de los ejemplos presentados en este trabajo, se efectuaron mediante el Simulador General de Procesos, SIMPROC, del Instituto Mexicano del Petróleo, contando con la debida autorización en lo que se refiere al presente análisis. Los resultados que presenta en su ejecución consisten de información referente a flujos molares, en masa y volumétricos, las composiciones, condiciones de presión y temperatura, estado físico, vaporización y propiedades termofísicas de cada una de las corrientes que integran el proceso.

Dada la importancia que tiene la evaluación de la torre en su relación directa con los rehervidores laterales, en esta sección se hace una breve descripción del método general implicado, tal y como lo presentaron Wang y Henke (16) y que ha sido denominado "Método de la Matriz Tridiagonal".

Consideremos un sistema como el que se presenta en la Figura 3.8. La columna de destilación que se ilustra tiene  $n$  etapas de equilibrio incluyendo un condensador (que puede ser parcial, total o compuesto) y un rehervidor.

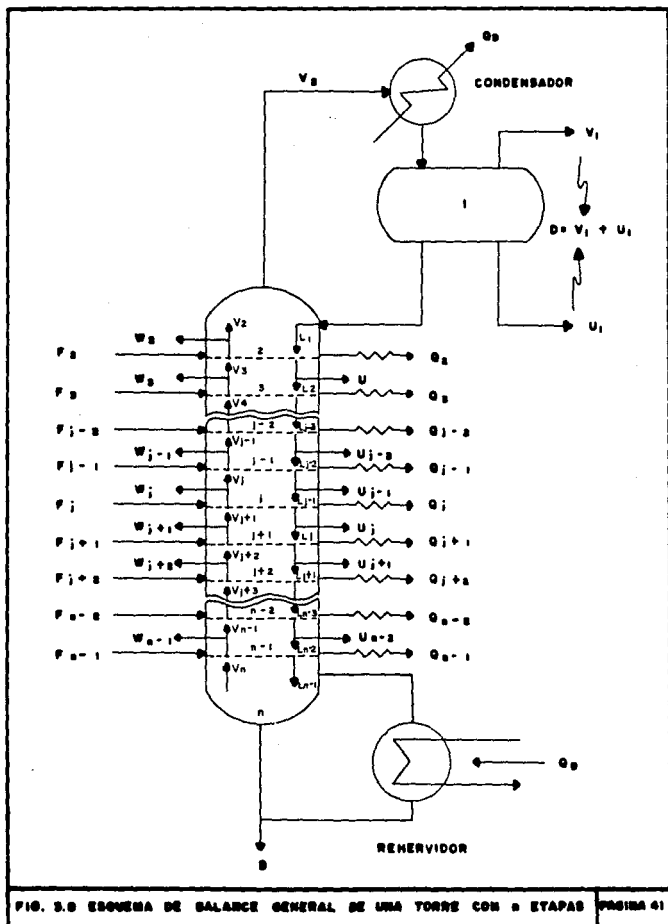


FIG. 3.0 ESQUEMA DE BALANCE GENERAL DE UNA TORRE CON  $n$  ETAPAS PAGINA 41

Las etapas han sido numeradas del domo al fondo, correspondiendo la primera al condensador y la enésima al rehervidor, siguiendo la técnica utilizada por los autores del método.

Adicionalmente consideremos que cada etapa incluye una alimentación  $F_j$ , una extracción de vapor  $W_j$ , una extracción de líquido  $U_j$  y además una carga térmica de interenfriamiento o intercalentamiento  $Q_j$ , exceptuando las etapas que corresponden al condensador y al rehervidor.

Este arreglo general puede derivarse a cualquier otro en particular dando un valor de cero a aquellas variables que no estén implicadas en el caso a evaluar. Por ejemplo, para una torre convencional todas las cantidades de las corrientes externas son cero, exceptuando  $F_j$ ,  $Q_D$ ,  $Q_B$ ,  $D$  y  $B$ .

Cada una de las etapas involucradas constituye una etapa de equilibrio, por lo que el vapor y el líquido que abandonan una misma etapa estarán en equilibrio entre sí.

En la Figura 3.9 se representa individualmente una etapa de equilibrio señalando con mayor detalle las variables involucradas.

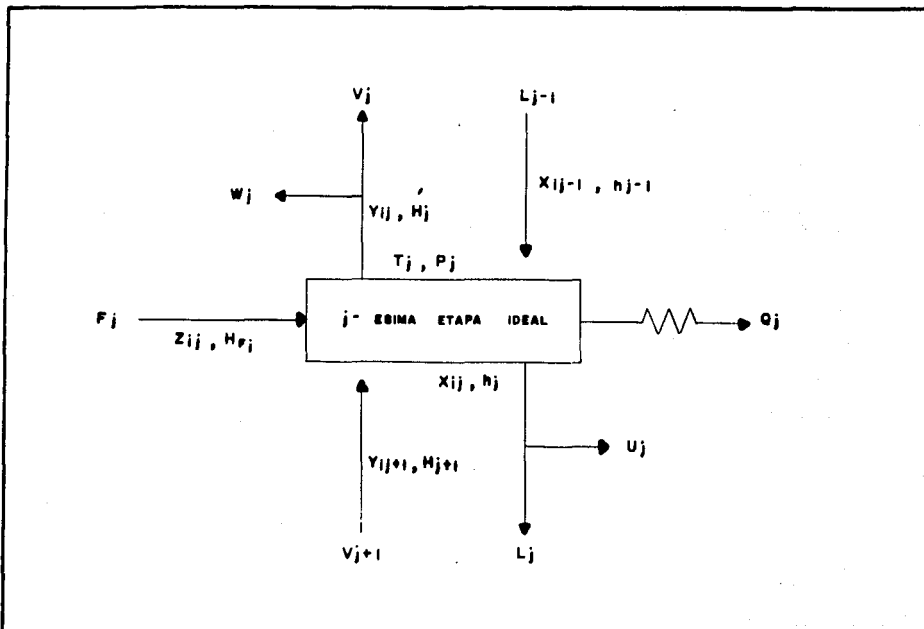


FIG. 5.9 BALANCE EN UNA ETAPA IDEAL CUALQUIERA

En todo método riguroso empleado para el cálculo de etapas de equilibrio, generalmente deben satisfacerse cuatro conjuntos de ecuaciones, que corresponden a las relaciones requeridas para evaluar el balance de materia, el balance de energía, el equilibrio físico y la ecuación de suma de fracciones mol.

El método seguido por Wang y Henke para expresar estas ecuaciones, considera los balances de materia y energía en cada etapa y toma como variables independientes las fracciones mol de líquido  $x_{1j}$  (i-ésimo componente, j-ésima etapa), el perfil de flujos de vapor que pasa de una etapa a otra  $V_j$  y el perfil de temperaturas  $T_j$ .

De acuerdo a la Figura 3.9, el balance global de materia para la j-ésima etapa sería:

$$F_j + V_{j+1} + L_{j-1} = V_j + W_j + L_j + U_j \dots\dots\dots(3.1)$$

y para el i-ésimo componente:

$$F_j x_{1j} + V_{j+1} y_{1j+1} + L_{j-1} x_{1j-1} = V_j y_{1j} + W_j y_{1j} + L_j x_{1j} + U_j x_{1j} \dots\dots\dots(3.2)$$

ó:

$$F_j x_{1j} + V_{j+1} y_{1j+1} + L_{j-1} x_{1j-1} = (V_j + W_j) y_{1j} + (L_j + U_j) x_{1j} \dots\dots\dots(3.3)$$

que podemos reorganizar a:

$$F_j x_{1j} + V_{j+1} y_{1j+1} + L_{j-1} x_{1j-1} - (V_j + W_j) y_{1j} - (L_j + U_j) x_{1j} = 0 \dots\dots\dots(3.4)$$

Del mismo modo para el i-ésimo componente de la j-ésima etapa tenemos que la constante de equilibrio se expresa:

$$K_{1j} = \frac{y_{1j}}{x_{1j}} \dots\dots\dots(3.5)$$

ó también:

$$y_{1j} - K_{1j} x_{1j} = 0 \dots\dots\dots(3.6)$$

En lo que se refiere a la ecuación de suma de fracciones mol tenemos para la j-ésima etapa:

$$\sum_{i=1}^n y_{1j} - 1 = 0 \dots\dots\dots(3.7)$$

y:

$$\sum_{i=1}^n x_{1j} - 1 = 0 \dots\dots\dots(3.8)$$



Por su parte el balance de energía sería:

$$F_j H_{F_j} + V_{j+1} H_{j+1} + L_{j-1} h_{j-1} = (L_j + U_j) h_j + (V_j + W_j) H_j + Q_j \dots\dots\dots(3.9)$$

o también:

$$F_j H_{F_j} + V_{j+1} H_{j+1} + L_{j-1} h_{j-1} - (L_j + U_j) h_j - (V_j + W_j) H_j - Q_j = 0 \dots\dots\dots(3.10)$$

Partiendo de esta base, el siguiente paso consiste en establecer una metodología de solución a través de un sistema de ecuaciones consistente.

Para ello plantearemos las ecuaciones requeridas para el balance de materia, procurando que queden en función de las variables independientes, para las tres secciones que pueden caracterizarse en una torre: domo, etapas intermedias y fondo.

- Balance en el Domo

De acuerdo a la Figura 3.10, el balance general de materia en el domo puede plantearse:

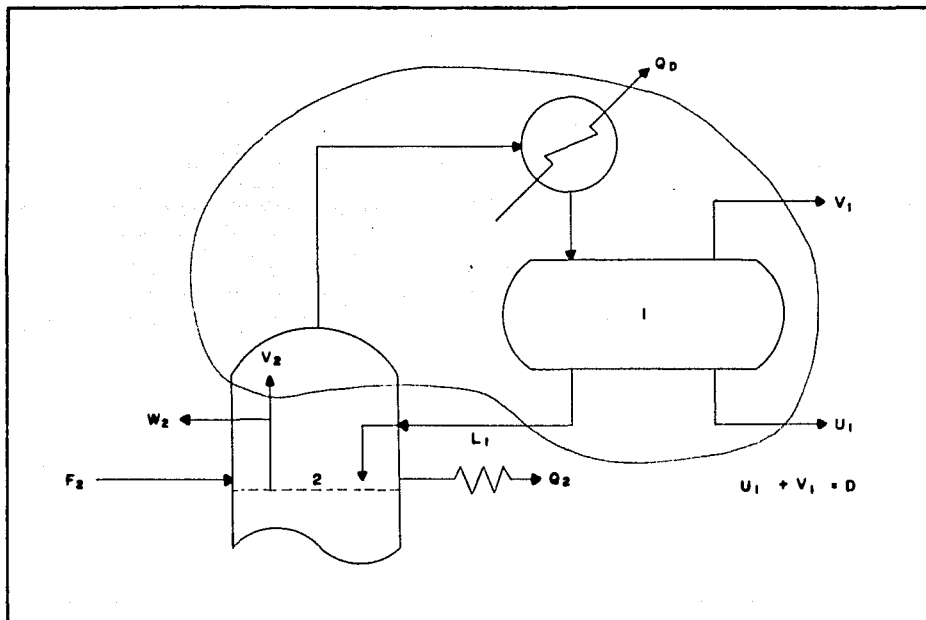


FIG. 3.10 BALANCE DE MATERIA EN EL DOMO

$$V_2 = L_1 + U_1 + V_1 \dots\dots\dots(3.11)$$

o, si consideramos que  $U_1 + V_1 = D \dots\dots\dots(3.12)$

entonces:  $V_2 = L_1 + D \dots\dots\dots(3.13)$

Considerando la ecuación 3.11 para cada uno de los  $i$  componentes,

$$V_2 y_{12} = L_1 x_{11} + U_1 x_{11} + V_1 y_{11}$$

Utilizando la Ecuación 3.5 para dejar la igualdad anterior en función de las composiciones de líquido

$$V_2 K_{12} x_{12} = L_1 x_{11} + U_1 x_{11} + V_1 K_{11} x_{11}$$

factorizando

$$(V_2 K_{12}) x_{12} = (L_1 + U_1 + V_1 K_{11}) x_{11}$$

Despejando  $L_1$  de la Ecuación 3.13 y sustituyendo para dejar la expresión en función de los flujos de vapor

$$(V_2 K_{12}) x_{12} = (V_2 - D + U_1 + V_1 K_{11}) x_{11}$$

Podemos finalmente reorganizar a una forma más conveniente

$$-(V_2 - D + U_1 + V_1 K_{11})x_{11} + (V_2 K_{12})x_{12} = 0 \dots\dots\dots(3.14)$$

que utilizaremos más adelante.

- Balance Intermedio

La Ecuación 3.4 representa el balance de materia en cada etapa. Nuevamente utilizamos la Ecuación 3.5 para expresar el balance en función de las composiciones del líquido y obtenemos:

$$F_j z_{1j} + V_{j+1} K_{1j+1} + L_{j-1} x_{1j-1} - (V_j + W_j) K_{1j} x_{1j} - (L_j + U_j) x_{1j} = 0$$

Factorizando

$$F_j z_{1j} + (V_{j+1} K_{1j+1}) x_{1j+1} + (L_{j-1}) x_{1j-1} - [(V_j + W_j) K_{1j} + (L_j + U_j)] x_{1j} = 0$$

Que podemos reorganizar a

$$(L_{j-1}) x_{1j-1} + (-[(V_j + W_j) K_{1j} + L_j + U_j]) x_{1j} + (V_{j+1} K_{1j+1}) x_{1j+1} = -F_j z_{1j} \dots\dots\dots(3.15)$$

Ahora, para tener esta ecuación en función de los flujos de vapor, necesitamos encontrar una relación entre éstos y los flujos de líquido de cada etapa. Para ello consideremos la Figura 3.11, que nos señala que para cada etapa intermedia  $k$ , el balance desde esa etapa hasta el domo de la torre, incluyendo la sección del condensador, es:

$$\sum_{k=2}^j F_k + V_{j+1} = \sum_{k=2}^j W_k + L_j + \sum_{k=2}^j U_k + V_1 + U_1$$

que es una expresión válida para  $2 \leq j \leq n-1$  y que, considerando la ecuación 3.12, da como resultado:

$$\sum_{k=2}^j F_k + V_{j+1} = \sum_{k=2}^j W_k + L_j + \sum_{k=2}^j U_k + D$$

Despejando  $L_j$ :

$$L_j = V_{j+1} + \sum_{k=2}^j F_k - \sum_{k=2}^j W_k - \sum_{k=2}^j U_k - D$$

y factorizando:

$$L_j = V_{j+1} + \sum_{k=2}^j (F_k - W_k - U_k) - D \dots \dots \dots (3.16)$$

esta ecuación es válida para  $2 \leq j \leq n-1$ .

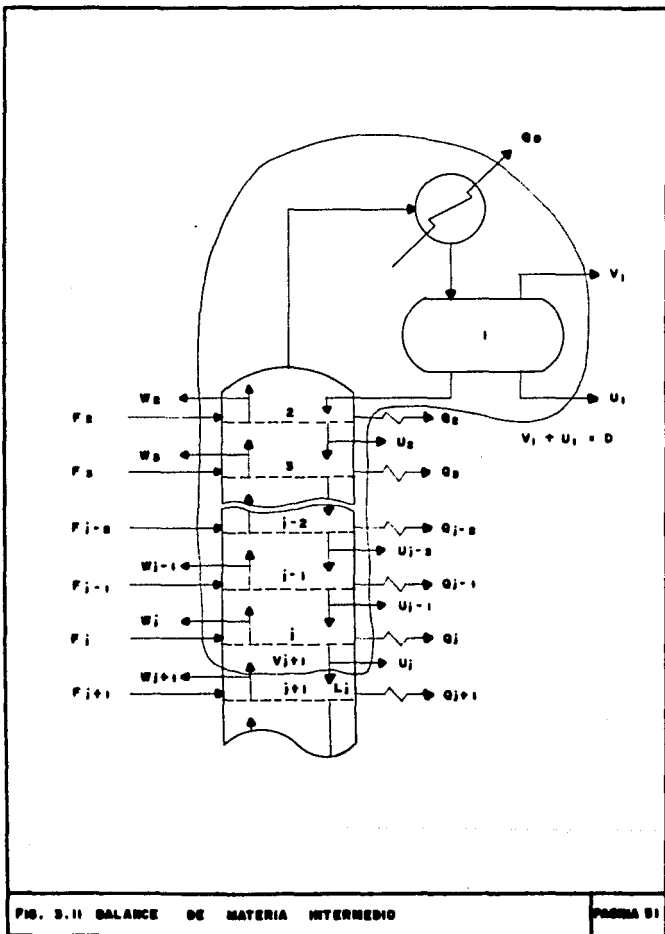


FIG. 3.11 BALANCE DE MATERIA INTERMEDIO

En forma similar obtenemos para  $L_{j-1}$ :

$$L_{j-1} = V_j + \sum_{k=2}^{j-1} (P_k - W_k - U_k) - D \dots\dots\dots(3.17)$$

Las ecuaciones 3.16 y 3.17 son las expresiones necesarias para sustituirse en la ecuación 3.15 y dejar ésta en función de los flujos de vapor. Efectuando dicha sustitución, se obtiene:

$$\begin{aligned} & (V_j + \sum_{k=2}^{j-1} (P_k - W_k - U_k) - D)X_{1j-1} + (-[(V_j + W_j)K_{1j} + V_{j+1} + \\ & \sum_{k=2}^j (P_k - W_k - U_k) - D + U_j])X_{1j} + (V_{j+1}K_{j+1})X_{1j+1} = -P_jZ_{1j} \dots \\ & \dots\dots\dots(3.18) \end{aligned}$$

que es la función requerida.

- Balance en el Fondo

De acuerdo con la Figura 3.12:

$$L_{n-1} = V_n + B \dots\dots\dots(3.19)$$

y, para el i-ésimo componente:

$$L_{n-1}X_{in-1} = V_nY_{in} + BX_{in}$$

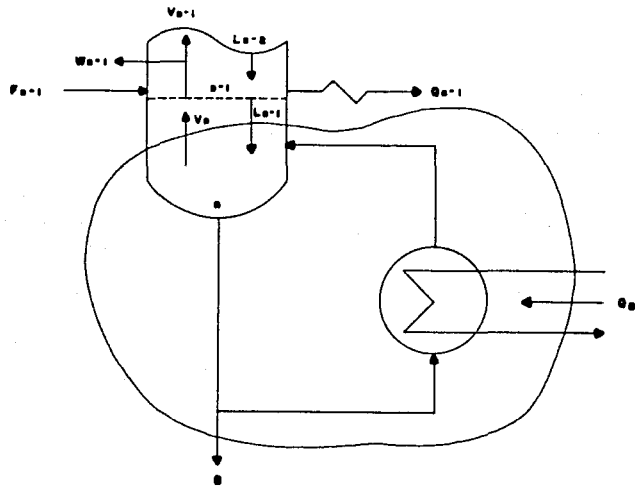


FIG. 3.12 BALANCE DE MATERIA EN EL FONDO



Una vez más, de acuerdo a la ecuación 3.5, tenemos:

$$L_{n-1}x_{in-1} = V_n K_{in} x_{in} + B x_{in} \dots\dots\dots(3.20)$$

Sustituyendo la ecuación 3.19 en la 3.20 y factorizando:

$$(V_n + B)x_{in-1} = (V_n K_{in} + B)x_{in}$$

y finalmente:

$$(V_n + B)x_{in-1} + [-(V_n K_{in} + B)]x_{in} = 0 \dots\dots\dots(3.21)$$

Las expresiones 3.14, 3.18 y 3.21 conforman un conjunto de  $n$  ecuaciones con la forma general

$$A_n x_{in-1} + B_n x_{in} + C_n x_{in+1} = D_n$$

en la que los coeficientes  $A_n$ ,  $B_n$ ,  $C_n$  y  $D_n$  son dependientes de los flujos de alimentación, extracciones de vapor o líquido, flujos del destilado líquido o vapor deseado, flujo del producto de fondos, perfil de flujos de vapor y del perfil de temperaturas de la torre, quedando como incógnitas las composiciones de los líquidos en cada etapa.

Consideremos las siguientes expresiones para la ecuación -

3.14 :

$$A_1 = 0$$

$$B_1 = -(V_2 - D + U_1 + V_1 K_{11})$$

$$C_1 = V_2 K_{12}$$

$$D_1 = 0$$

Entonces, para la ecuación 3.18:

$$A_j = V_j + \sum_{k=2}^{j-1} (F_k - W_k - U_k) - D$$

$$B_j = - \left[ (V_j + W_j) K_{1j} + V_{j+1} + \sum_{k=2}^j (F_k - W_k - U_k) - D + U_j \right]$$

$$C_j = V_{j+1} K_{1j+1}$$

$$D_j = -F_j z_{1j}$$

Y, para la ecuación 3.21:

$$A_n = V_n + B$$

$$B_n = -(V_n K_{1n} + B)$$

$$C_n = 0$$

$$D_n = 0$$

Esto nos permite obtener el siguiente conjunto de ecuaciones

$$\begin{aligned}
 B_1 x_{11} + C_1 x_{12} &= D_1 \\
 A_j x_{1j-1} + B_j x_{1j} + C_j x_{1j+1} &= D_j \quad \text{para } 2 \leq j \leq n-1 \\
 A_n x_{1n-1} + B_n x_{1n} &= D_n
 \end{aligned}$$

que expresado en forma matricial da:

$$\begin{bmatrix}
 B_1 & C_1 & & & & & & & & \\
 A_2 & B_2 & C_2 & & & & & & & \\
 & A_j & B_j & C_j & & & & & & \\
 & & A_{n-1} & B_{n-1} & C_{n-1} & & & & & \\
 & & & A_n & B_n & & & & & 
 \end{bmatrix}
 \begin{bmatrix}
 x_{11} \\
 x_{12} \\
 x_{1j} \\
 x_{1n-1} \\
 x_{1n}
 \end{bmatrix}
 =
 \begin{bmatrix}
 D_1 \\
 D_2 \\
 D_j \\
 D_{n-1} \\
 D_n
 \end{bmatrix}$$

siendo éste el conjunto de ecuaciones que da nombre al método en virtud de las tres líneas diagonales que se forman con los coeficientes y que también se puede expresar (16) como:

$$[A_{Be}] [x_{1j}] = [D_j] \dots\dots\dots (3.22)$$

para  $1 \leq i \leq m$  componentes y  $1 \leq j \leq n$  etapas.

Adicionalmente, combinando las ecuaciones 3.5 y 3.7 tenemos:

$$\sum_{i=1}^m K_{1j} x_{1j} - 1 = 0 \dots\dots\dots (3.23)$$

para  $1 \leq j \leq n$ .

Y para el balance de energía, combinando las ecuaciones 3.1 y 3.10:

$$(H_{j+1} - h_j)V_{j+1} - (H_j - h_j)(V_j + W_j) - (h_j - h_{j-1})L_{j-1} + F_j(H_{Fj} - h_j) - Q_j = 0 \dots\dots\dots(3.24)$$

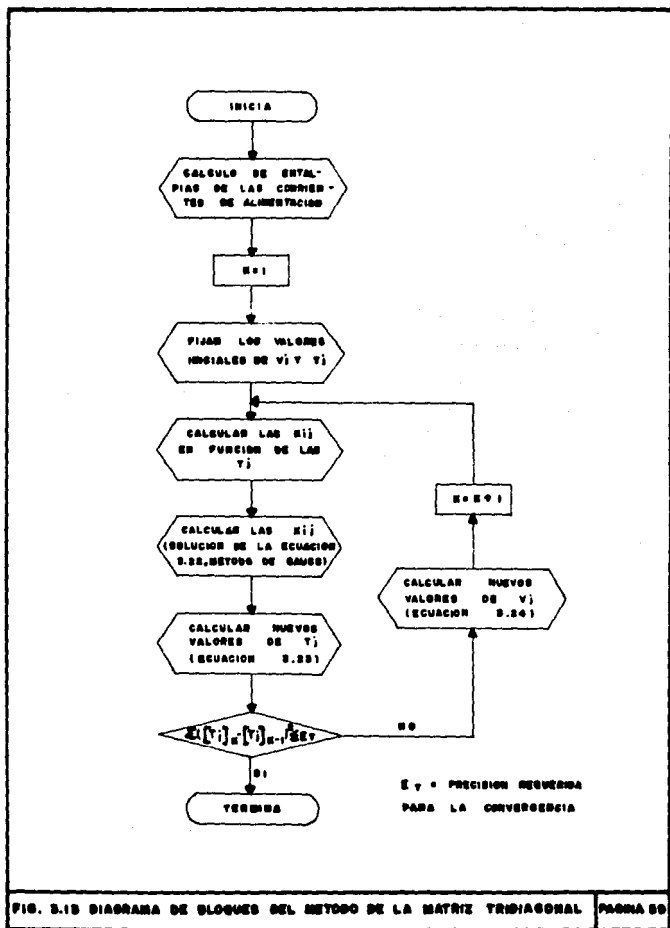
para  $1 \leq j \leq n$ .

Partiendo de estas ecuaciones el sistema puede solucionarse de la siguiente forma:

- 1.- Se tienen como datos los flujos de todas las alimentaciones y de los productos deseados ( $F_j$ ,  $W_j$ ,  $U_j$ ,  $D = V_1 + U_1$  y  $B$ ), así como la composición de las alimentaciones -- ( $z_{1j}$ ), por lo que quedan como parámetros constantes.
- 2.- Se suponen los perfiles de temperatura ( $t_j$ ) y de flujos de vapor ( $V_j$ ).
- 3.- Las constantes de equilibrio ( $K_{1j}$ ), pueden expresarse como función de la temperatura y por tanto ser calculadas.

- 4.- Como resultado de lo anterior, se cuenta con todos los parámetros requeridos para calcular todos los coeficientes de la matriz tridiagonal ( $A_j$ ,  $B_j$ ,  $C_j$ ,  $D_j$ ).
- 5.- La ecuación 3.22 puede solucionarse entonces por el método de Gauss, encontrándose los valores de las fracciones mol de líquido ( $x_{1j}$ ).
- 6.- Estos valores de  $x_{1j}$  aplicados a la ecuación 3.23 permiten solucionar ésta iterativamente, hasta encontrar nuevos valores de temperatura que la satisfagan.
- 7.- Si la diferencia entre los valores supuestos y los calculados de temperatura está en el rango deseado, el sistema está resuelto.
- 8.- En caso contrario se utiliza la ecuación 3.24 para generar un nuevo perfil de flujos de vapor y se reinician los cálculos desde el punto 3.

Este método está descrito gráficamente en la Figura 3.13 y puede señalarse que en general conduce a resultados muy precisos ya que los errores por truncación de cifras decimales son minimizados (16).



No obstante, debe tenerse en cuenta que la exactitud y validez de los resultados que se obtengan dependerán también de los métodos utilizados para el cálculo de las propiedades termodinámicas involucradas como lo son las entalpías y las constantes de equilibrio.

### 3.4 Efecto Termodinámico de los Rehervidores Laterales

De acuerdo a la segunda ley de la termodinámica (23, 24, 25) todos los sistemas involucrados en los procesos no reversibles -- tienden a un incremento en su entropía, siendo ésta en cierto modo una medida de la irreversibilidad del proceso.

En un proceso de separación como lo es la destilación, aún cuando ha sido clasificado (20) como potencialmente reversible, -- es decir un proceso en el cual el consumo neto de trabajo ( $W_n$ ) -- puede, en principio, ser reducido al trabajo mínimo requerido -- ( $W_{min, To}$ ), se dan una serie de fenómenos que ocasionan el incremento de la entropía, implicando que  $W_n$  sea más grande que  $W_{min, To}$  (15, 18, 20).

Estos fenómenos o irreversibilidades toman varias formas:

- 1.- Transferencia de cantidad de movimiento a través de la torre causada por una caída de presión finita.
- 2.- Transferencia de calor ocasionada entre medios a temperaturas diferentes y por el mezclado directo de fluidos también con diferentes temperaturas.



3.- Transferencia de masa entre corrientes que no están en equilibrio entre sí y por mezclado de dichas corrientes.

En la medida en que las fuerzas directrices que promueven estos cambios sean más grandes, el proceso requerirá un consumo mayor de trabajo. De este modo, el incremento de las caídas de presión debido a la transferencia de cantidad de movimiento, el incremento de las diferencias de temperaturas en las superficies de intercambio de calor ó en los puntos de mezclado entre corrientes en contacto, ocasionarán mayores consumos de energía respecto al trabajo mínimo requerido.

Conforme a lo anterior, para hacer un proceso termodinámicamente más eficiente, es necesario reducir éstas caídas de presión y diferencias de temperaturas.

Generalmente, la más importante causa de irreversibilidad en la destilación, la constituye la falta de equilibrio, en relación tanto a la temperatura como a la composición, entre las corrientes de vapor y líquido que entran a una determinada etapa.

El vapor procede de una etapa inferior y por tanto está a una temperatura mayor que el líquido. Asimismo, tal vapor contiene una cantidad menor del componente más volátil que la correspon --

diente al equilibrio con el líquido. Además en una misma etapa - existe transferencia de calor sensible del vapor al líquido así - como una transferencia de masa entre las fases.

Una manera de reducir estas irreversibilidades es acercar - las curvas de operación a la curva de equilibrio, lo cual puede e - fectuarse, por ejemplo, reduciendo el reflujo a la torre, con lo - que se reducirían las fuerzas directrices en las etapas de equili - brio.

Esta situación se muestra en las Figuras 3.14 y 3.15 en las - que se presentan respectivamente, la operación normal y la opera - ción modificada (llevada al caso de reflujo mínimo), con los co - rrespondientes diagramas de Mc Cabe - Thiele para una destilación binaria.

Otra opción queda establecida por la posibilidad de utilizar una diferente curva de operación en aquellos puntos de la torre - en los que las irreversibilidades son más severas conforme a las - curvas de operación originales. Dicho caso es ilustrado en la Fi - gura 3.16, en la que se observa tal tipo de modificación, tanto - en la zona de agotamiento como en la zona de rectificación.

Este efecto es logrado mediante la utilización de un rehervi

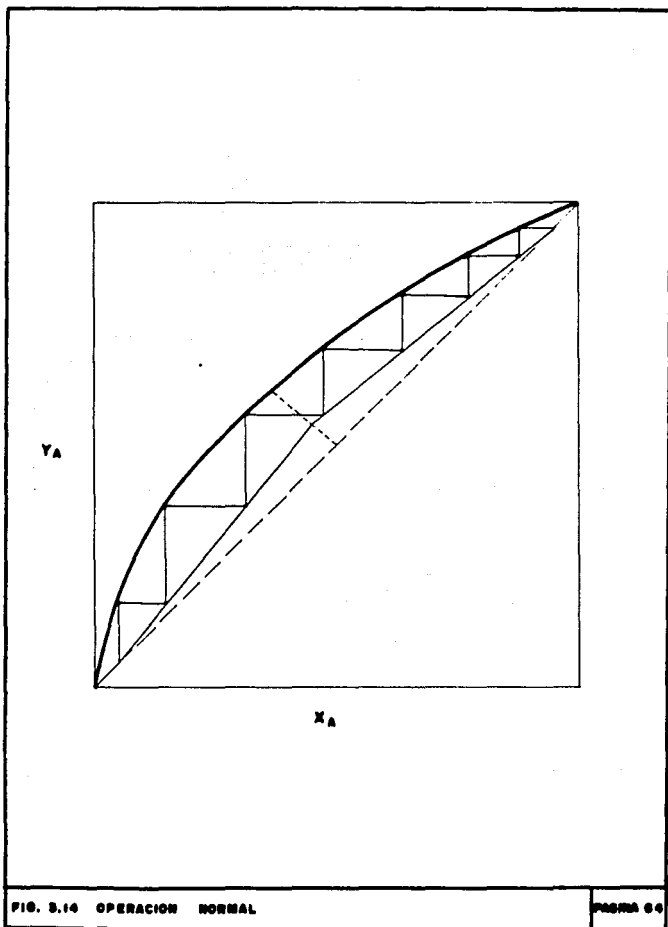


FIG. 3.14 OPERACION NORMAL

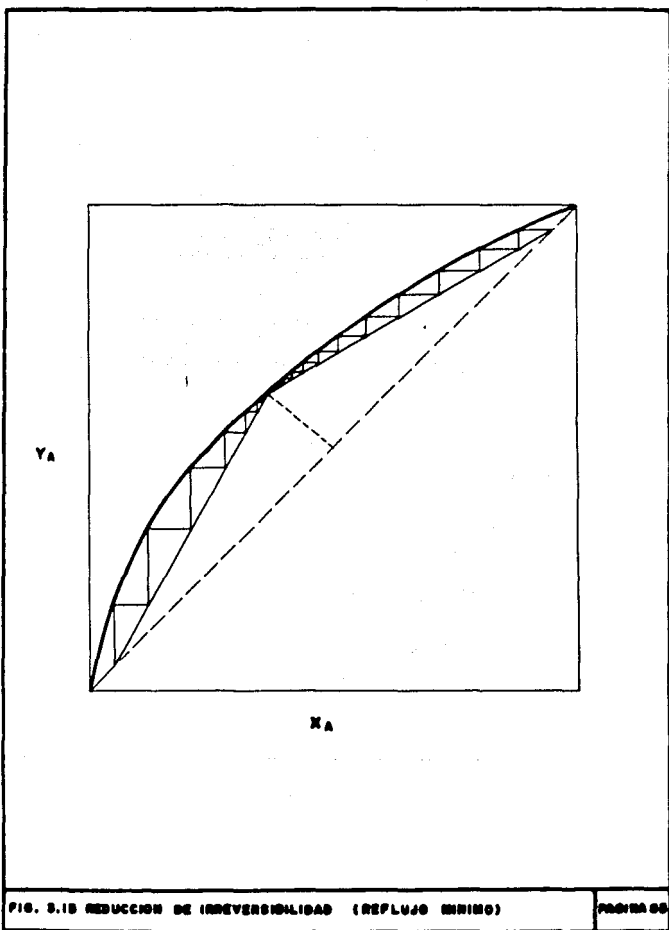


FIG. 5.13 REDUCCION DE IRREVERSIBILIDAD (REFLUJO MINIMO)

PAGINA 55

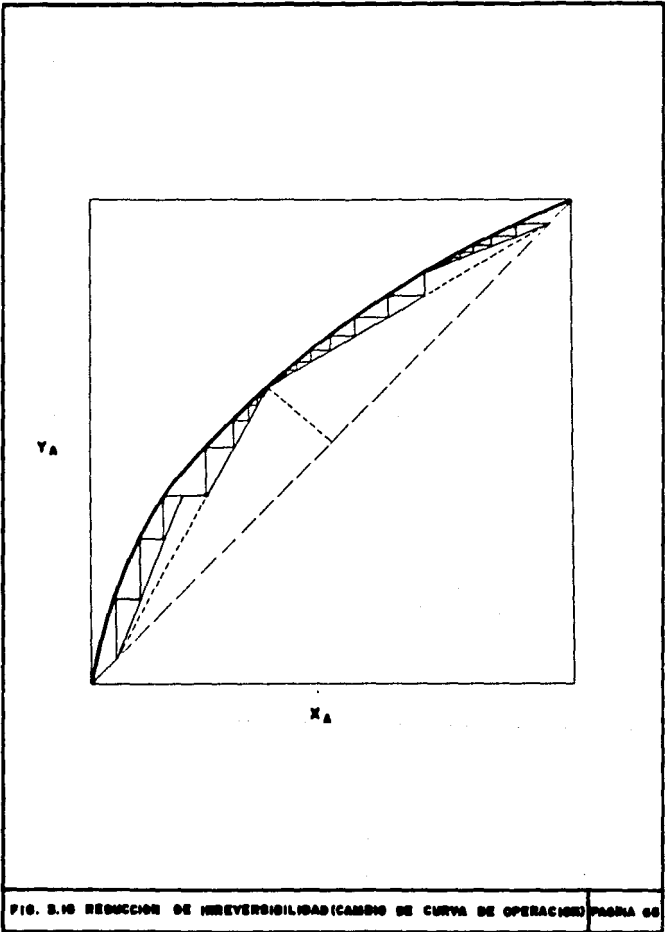


FIG. 3.10 REDUCCION DE IRREVERSIBILIDAD (CAMBIO DE CURVA DE OPERACION) PAGINA 66

dor, llamado lateral ó intermedio, en la zona de agotamiento de la torre y un condensador lateral en la zona de rectificación. La implementación de uno u otro, o de ambos, dependerá de los requerimientos del proceso.

En la Figura 3.17 se representa el arreglo de una torre que incluye ambos sistemas.

En una destilación de múltiples etapas es factible añadir y remover calor en numerosas posiciones a lo largo de la columna de destilación. Teóricamente es posible, aunque rara vez práctico, aplicar este concepto a cada etapa de equilibrio en la columna, --añadiendo cantidades finitas de calor a cada etapa de agotamiento y removiendo cantidades finitas de calor de cada etapa de rectificación como se muestra en la Figura 3.18.

Tal situación reduciría al extremo las irreversibilidades en la columna de destilación y correspondería, como se ilustra en la Figura 3.19, a una condición en la que la curva de operación de cada etapa sería totalmente coincidente con la curva de equilibrio.

No obstante, un sistema como el descrito debería incluir las siguientes características:

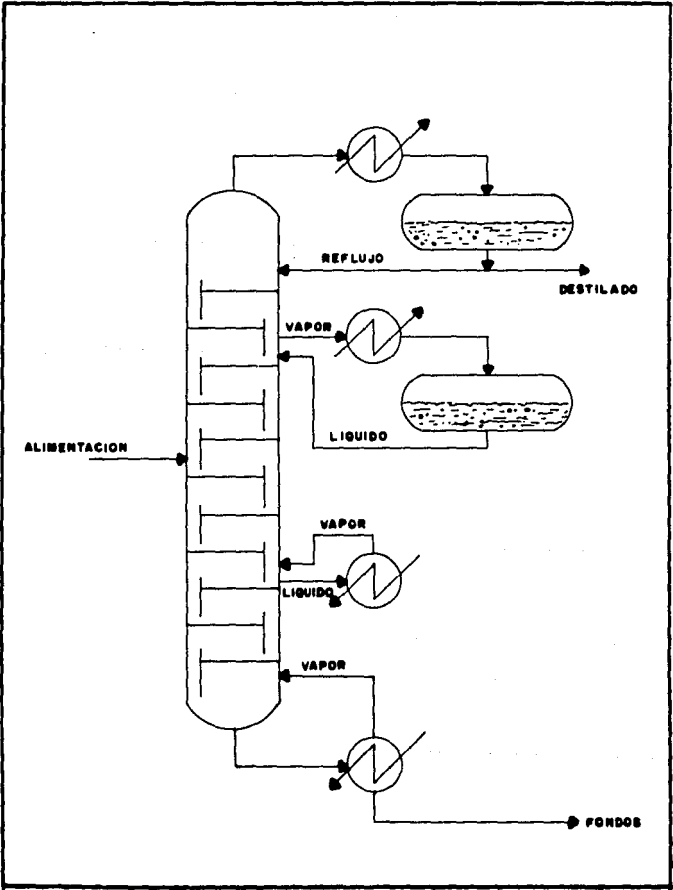


FIG. 8.17 COLUMNA DE DESTILACION CON CONDENSADORES Y REBOILERS INTERPRETACIONALMENTE

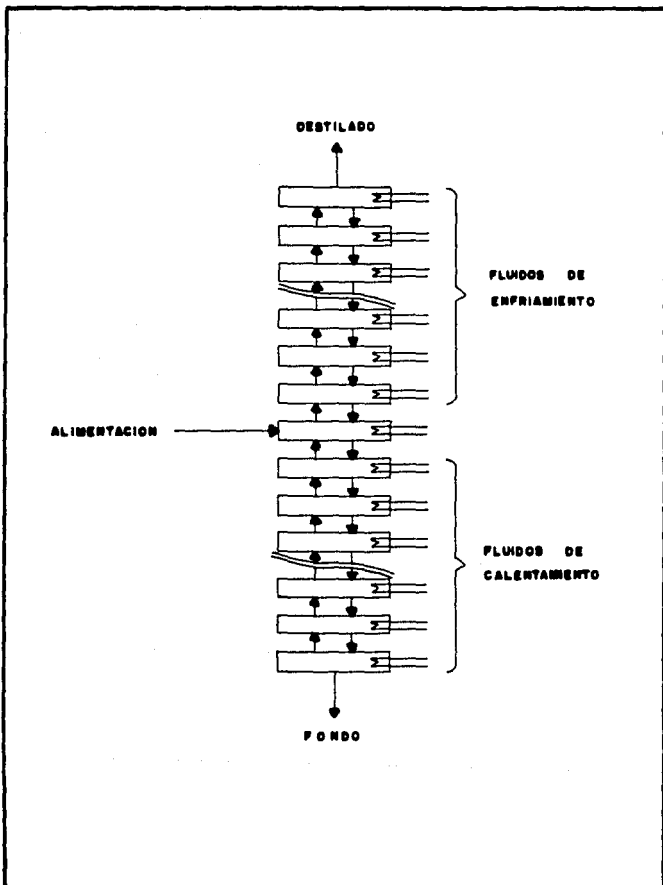


FIG. 9.10 CONCEPTO DE UNA DESTILACION REVERSIBLE



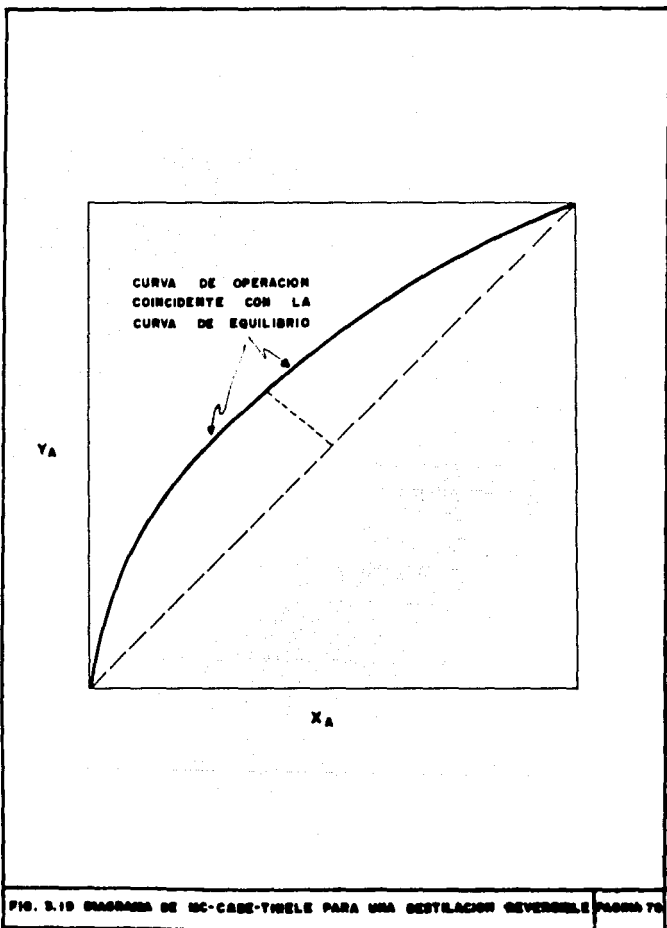


FIG. 3.19 GRÁFICA DEMcCABE-THEILE PARA UNA DESTILACION REVERSIBLE PAGINA 70

- Dado que al acercarse las curvas de operación a la curva de equilibrio se requiere una mayor cantidad de etapas para obtener una separación dada, en el caso de la destilación "reversible" mencionada, se habría llegado a un límite en el que el número de etapas requerido sería infinito.
  
- A fin de reducir al mínimo los gradientes de temperatura, cada rehervidor y condensador tendría que emplear un medio de enfriamiento o calentamiento con una temperatura igual a la de la etapa correspondiente, lo que equivale a requerir un área infinita de transferencia de calor en cada etapa.

La compañía Edwards Engineering Corporation, ha desarrollado un proceso (22) que representa un acercamiento al diseño de una torre con un número infinito de rehervidores laterales. El esquema que se muestra en la Figura 3.20 ilustra el arreglo utilizado, en el que una tercera parte de la corriente de alimentación es usada como medio de calentamiento, por medio de un serpentín interno a la torre desmetanizadora empacada, proporcionando la más alta eficiencia térmica posible.

Otro diseño (12), con varios rehervidores laterales, ha sido elaborado por la compañía Fluor Engineering and Constructors Inc.

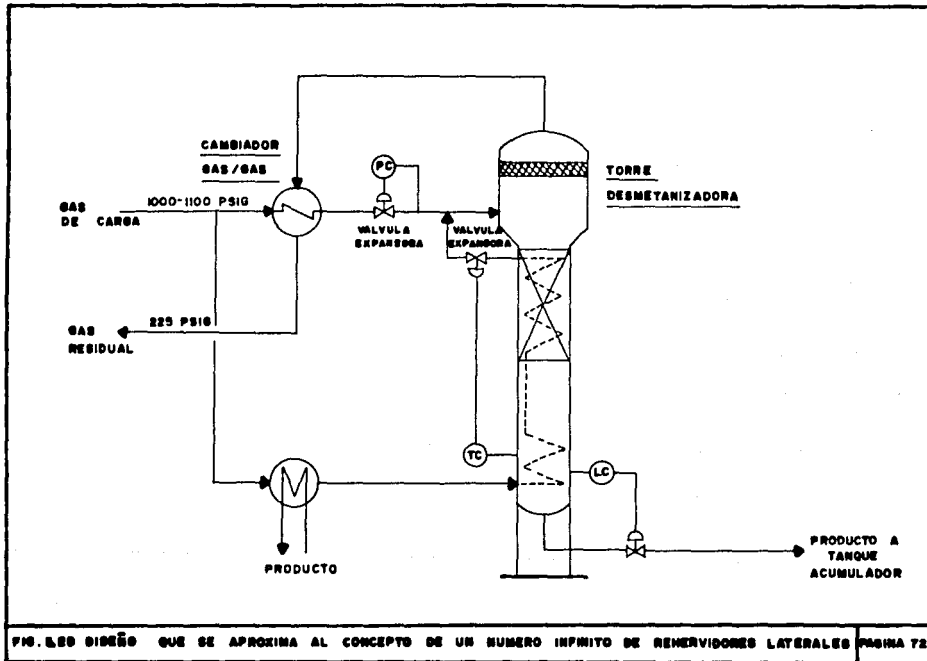


FIG. 6.50 DISEÑO QUE SE APROXIMA AL CONCEPTO DE UN NUMERO INFINITO DE REMOVEDORES LATERALES PAGINA 72

en el que el 80 % de la carga térmica total requerida está distribuida entre cinco rehervidores intermedios. La Figura 3.21 muestra el esquema básico de este proceso.

Por otro lado, conviene mencionar que para un caso específico, en el que la alimentación así como la pureza y flujos de los productos son constantes y además se mantiene la carga térmica del condensador (o no se requiere un condensador), el calor que debe suministrar el rehervidor a la sección de agotamiento tiene un único valor que es independiente del número de puntos en que se aplique. Esto significa que al añadir los rehervidores laterales a un sistema, manteniendo fijo el grado de separación requerida, el calor total requerido no se incrementa sino que se mantiene constante y únicamente es dividido entre los rehervidores intermedios y el rehervidor del fondo de la torre.

Al considerar lo anterior, se puede establecer que la ganancia en reversibilidad no se manifiesta como una reducción de la carga térmica requerida, sino como una menor degradación de la energía térmica que pasa a través de la columna (21, 22), ya que dicha energía se suministra en el rehervidor intermedio a una temperatura menor que si se hiciera en el fondo de la columna. La situación equivalente es válida para el condensador intermedio.

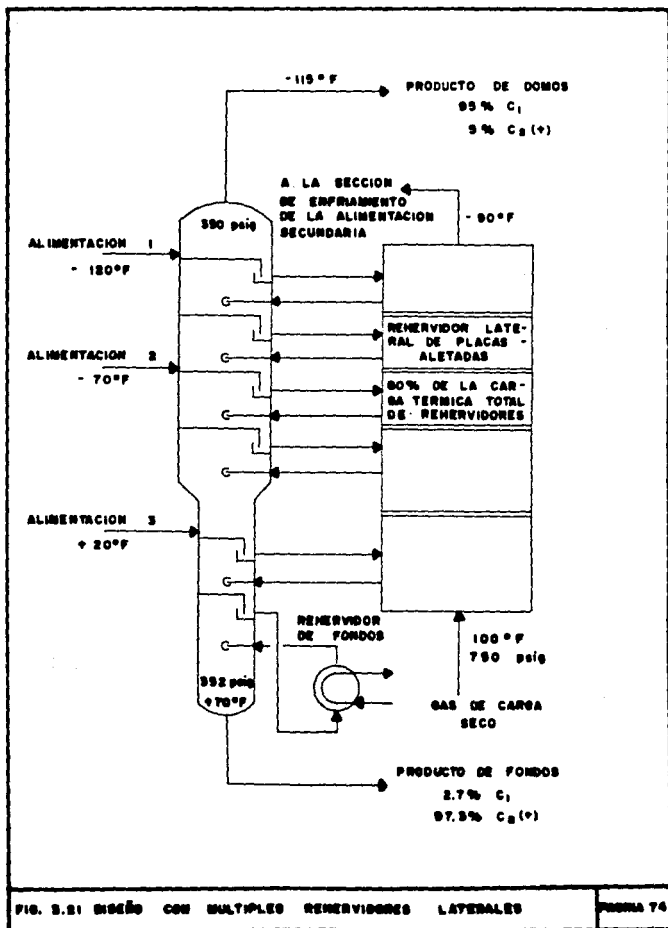


FIG. 3.21 DISEÑO CON MÚLTIPLES REMERVIDORIAS LATERALES

De este modo las ventajas de utilizar varios rehervidores o condensadores a lo largo de una columna de destilación, residen en la posibilidad de utilizar en el sistema múltiples niveles de calor, lo que tiende en general a ser más económico.

Adicionalmente debe señalarse que la utilización de los rehervidores y condensadores intermedios tiene efectos significativos en el diseño de la columna de destilación. El número de etapas requeridas para obtener un grado de separación en particular, es determinado por la relación de flujos líquido a vapor en la torre y el diámetro de la misma depende de la magnitud de los flujos.

Si se comparan las figuras 3.15 y 3.17, se puede observar -- que la inclusión de los equipos intermedios ocasiona un incremento en el número de etapas de destilación requeridas, lo cual, -- siendo una función del nivel de ubicación de los sistemas laterales y de las cargas térmicas de los mismos, influye al determinar la altura total de la columna.

También existe una oportunidad potencial de reducir el diámetro de la columna en las secciones arriba del condensador lateral y abajo del rehervidor lateral, debido a la reducción de los flujos de vapor y líquido en esas zonas.

En la práctica, la aplicación de estos sistemas a una columna de destilación debe considerar lo siguiente (21):

- Los niveles de temperatura disponibles de los medios de calentamiento o enfriamiento a utilizarse determinan el punto de aplicación de los rehervidores o condensadores laterales. La magnitud de los ahorros potenciales de energía dicta su aplicabilidad a un sistema en particular.
- Estos sistemas influyen en las dimensiones de la torre y en los requerimientos de área para transferencia de calor.
- El uso de niveles de energía más económicos reduce los costos de operación.
- La confiabilidad de las fuentes de calor y la determinación precisa del comportamiento de la torre, son aspectos importantes que deben considerarse al diseñar estos sistemas, sobre todo cuando son requeridos diferentes niveles de flexibilidad y confiabilidad o cuando se prevé la posibilidad de procesar dos o más tipos de alimentaciones.
- La influencia del estado físico de la alimentación y sus posibles variaciones ante diversos casos de operación, ya-

que este es un parámetro que determina junto con el flujo la posición de las curvas de operación, las etapas requeridas en las zonas de rectificación y de agotamiento de la columna, y a través de estos parámetros, la posición (g tapa) en que deberán ubicarse los rehervidores laterales.- Debe recordarse que una alimentación en estado líquido conduce a mayores requerimientos de energía en los rehervidores, mientras que una alimentación en fase vapor lleva a altos requerimientos de remoción de energía para la condensación. En esta forma, si se diseña para un caso específico y después se opera con una alimentación con un estado físico diferente, al variar las curvas de operación podría darse el caso de que los rehervidores o condensadores laterales resultaran sobrados o reducidos en capacidad, o que estuvieran ubicados en una etapa diferente a la que sería la mas conveniente.



## CAPITULO 4

### CRITERIOS PARA LA INTERCONEXION DE REHERVIDORES LATERALES A LA COLUMNA DESMETANIZADORA

Uno de los aspectos más importantes en la utilización de rehervidores laterales en una torre es la forma en que se debe llevar a cabo su integración a la columna, de un modo tal que garantice su adecuada operación y minimice la posibilidad de problemas operativos y de mantenimiento.

Los aspectos más relevantes en este sentido incluyen:

- 4.1- Punto de Interconexión
- 4.2- Extracción de Líquido Parcial o Total
- 4.3- Tipo de Rehervidor
- 4.4- Internos Requeridos para la Extracción y Retorno

#### 4.1 Punto de Interconexión

El diseño de la interconexión prácticamente se inicia desde el momento en que se definen los niveles de temperatura a que estarán disponibles los posibles medios de calentamiento requeridos para el servicio. Esta situación obedece a que, dependiendo de dichas temperaturas, se definirá, de acuerdo a las temperaturas en que operarán las diferentes etapas de la torre, el punto más adecuado para llevar a cabo la transferencia de calor, considerando un acercamiento de temperaturas entre la corriente a calentar y el medio de calentamiento que permita un diseño apropiado del hervidor lateral.

**ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

#### 4.2 Extracción de Líquido Parcial o Total

Una vez seleccionado el punto de integración, el siguiente paso es definir si la extracción de líquido, a la que se suministrará el calor en el rehervidor lateral, debe ser total o parcial en la etapa escogida, siendo esto función de la magnitud en que se encuentra disponible el medio de calentamiento a utilizar.

Comunmente, en los procesos de desmetanización criogénica, se utiliza el gas deshidratado de alimentación a la torre como medio de calentamiento, buscando con ello, por un lado, reducir el requerimiento de energía externa de calentamiento para los rehervidores y por otro, reducir también el consumo de energía externa de enfriamiento, que es necesaria para llevar la alimentación hasta las condiciones de temperatura requeridas para su destilación. De este modo, en este tipo de sistemas casi siempre existirá una cantidad suficiente del agente de calentamiento, haciendo posible que su aplicación se realice a una extracción total del líquido.

#### 4.3 Tipo de Rehervidor

Otro aspecto que influye en la interconexión, está constituido por la selección del tipo de rehervidor, caldereta o termosifón, que se empleará para llevar a cabo el servicio.

En general la decisión entre uno u otro tipos, está fundamentada en las ventajas y desventajas (26, 27, 28, 33, 34) que presentan con relación a los siguientes aspectos:

- Minimizar el área de transferencia
- Requerimiento de espacio y tubería
- Facilidad de mantenimiento
- Tendencia al ensuciamiento
- Tiempo de residencia del fluido de proceso
- Estabilidad operativa
- Costo de operación
- Enriquecimiento
- Caída de presión

El análisis de estos conceptos aplicado al caso de rehervidores laterales en la planta criogénica de desmetanización comúnmente favorecerá al rehervidor de tipo termosifón, ya que normalmente implica equipos más económicos, en función de su menor tamaño-

y en algunos casos, menores requerimientos de cimentación; de fácil mantenimiento (menor tendencia al ensuciamiento) y aún cuando están limitados (31, 33) por lo general a un 30 % (y en raros casos 50 % (31)), de vaporización, esta relación es suficiente en la mayoría de los casos para cumplir con el objetivo deseado.

Adicionalmente a esto, la utilización del rehervidor lateral del tipo termosifón evita, dada la naturaleza de su diseño hidráulico (basado en una circulación natural motivada por el cambio de densidad de la corriente de proceso), la utilización de una bomba adicional para el retorno de la fase líquida a la torre, lo que contribuye a hacer más económico el proceso.

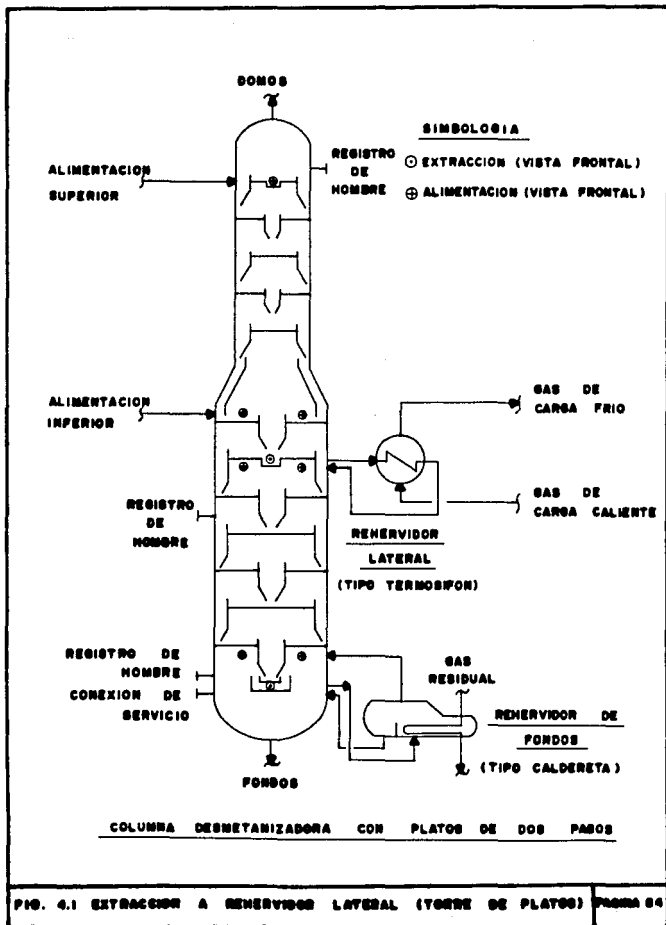
#### 4.4- Internos Requeridos para la Extracción y Retorno

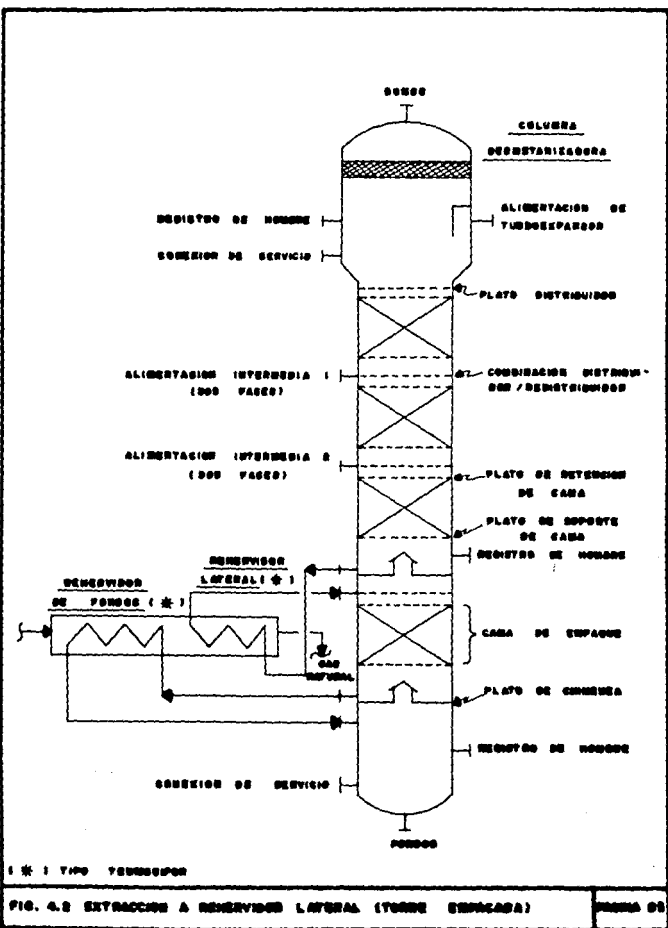
Cuando los puntos anteriores han sido revisados y ya se ha realizado el balance de materia interno de la torre, se puede entonces proceder a especificar el arreglo más adecuado para los internos mecánicos de la torre que permitirán extraer la corriente de líquido que se envía al rehervidor lateral y retornar la corriente a dos fases a la columna.

En las Figuras 4.1 y 4.2 se presentan arreglos típicos de extracción a rehervidor lateral en el caso de una torre de platos y de una empacada respectivamente. En ambos casos la interconexión se ha realizado con rehervidores de tipo termosifón.

En general el arreglo de estos sistemas debe considerar los siguientes aspectos:

- 1.- El punto de extracción debe poseer un adecuado tiempo de residencia de líquido que garantice que no se interrumpirá el paso del fluido hacia el rehervidor.
- 2.- La corriente de retorno necesariamente debe localizarse en un punto que permita la continuidad de operación a lo largo de la columna y que, en el caso de los rehervido -





1 \* 1 TPO TUBERFOR

FIG. 4.2 EXTRACCION A REACTIVO LATERAL (TORRE EMPACADA)



res tipo termosifón, represente una caída de presión que permita el flujo natural de la corriente de proceso a través del rehervidor lateral.

Estos objetivos son alcanzados en la práctica, utilizando -- fundamentalmente dos tipos de arreglos:

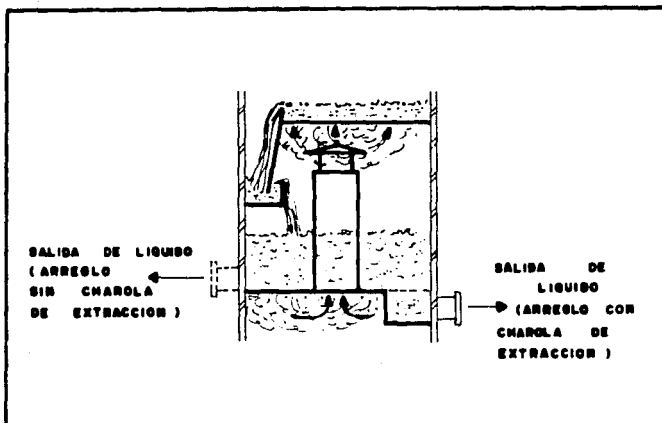
- 1.- Plato tipo chimenea
- 2.- Tinas de extracción

Los esquemas que se presentan en las Figuras 4.3 y 4.4 muestran el arreglo general utilizando el plato de tipo chimenea. En la primera se ilustra el arreglo requerido para una extracción total y en la segunda el recomendado para una extracción parcial.

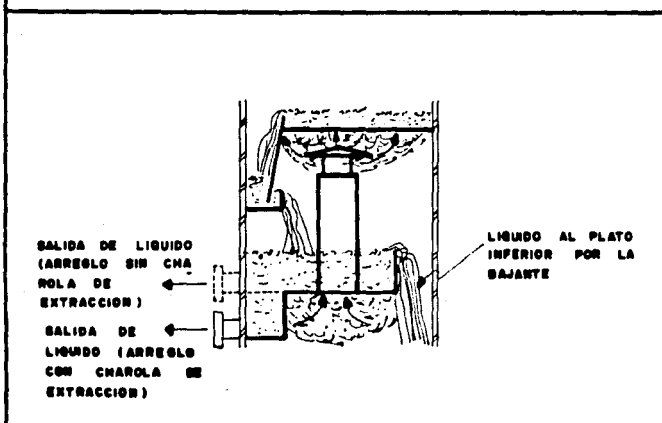
En ambos esquemas la función del plato es acumular líquido - en la parte superior y permitir el paso de gas de la parte inferior a la superior sin necesidad de que entre en contacto con el líquido, aunque esta característica puede ser opcional.

La diferencia entre ambos tipos es la presencia de las bajantes de líquidos en el segundo caso (29):

- Incrementa el tiempo de residencia de líquido, favoreciendo la separación de las fases líquido-vapor.



**FIG. 4.3 EXTRACCION TOTAL DE LIQUIDO CON PLATO CAMBEREA**



**FIG. 4.4 EXTRACCION PARCIAL DE LIQUIDO CON PLATO CAMBEREA**

- Proporciona la suficiente presión estática para extraer el líquido a través de una boquilla.
- Elimina los problemas de goteo que pudieran presentarse, a bajos flujos de vapor o durante el arranque, como ocurriría si se emplearan charolas de extracción.

Por otro lado en las Figuras 4.5 y 4.6 se presentan los arreglos correspondientes a extracciones intermedias, total y parcial, utilizando tinas de extracción.

En general este diseño es más limitado que el plato tipo chimenea, debido a que si bien es más económico (menor cantidad de material requerido y adicionalmente un diseño menos sofisticado), no cubre todas las ventajas señaladas para el plato de chimenea.

Debe también señalarse que cuando se trata de torres de platos perforados o columnas empacadas que combinan un plato perforado, se debe recurrir a dispositivos similares consistentes en platos de extracción que contienen una charola central de recolección de líquido la cual permitirá extraer total o parcialmente la corriente hacia el rehervidor lateral.

En lo que se refiere a las líneas de retorno a la columna, -

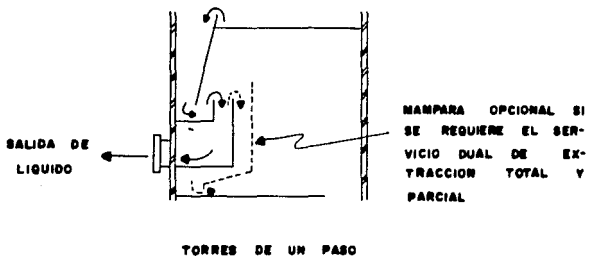


FIG. 4.5 EXTRACCION INVERSIÓN TOTAL DE LIQUIDO (CÁMARA DE EXTRACCION)

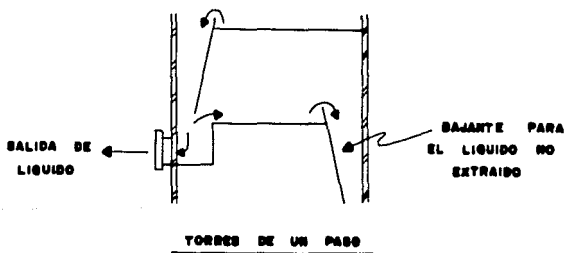


FIG. 4.6 EXTRACCION INVERSIÓN PARCIAL DE LIQUIDO (CÁMARA DE EXTRACCION) PÁGINA 39

que normalmente alimentan una mezcla líquido vapor, su interco -  
nexión puede realizarse en las siguientes formas:

- 1.- Para torres con platos de un solo paso, se puede dispo -  
ner de una proyección de la boquilla de retorno hasta el  
centro de la torre, sin necesidad de distribuidor, o re -  
currir a alguno de los arreglos convencionales que se il -  
lustran en la Figura 4.7.
- 2.- Para torres con platos de dos o más pasos y para torres  
empacadas, es necesario disponer de uno o más distribui -  
dores (de tubos ranurados o uno de tipo charola), asegu -  
rando que las cargas de líquido y vapor se alimenten uni -  
formemente. De otro modo, en las torres de platos se ten -  
drían diferentes flujos en cada uno de los pasos, lo que  
puede disminuir la capacidad y eficiencia de los platos -  
localizados por abajo del punto de alimentación de la lí -  
nea de retorno. En las torres empacadas, se presentarían  
canalizaciones de gas y líquido en la cama de empaque y -  
con ello, dado que sería muy difícil que se recuperase -  
la distribución adecuada en el recorrido a través de la  
altura de una cama (19, 30), la eficiencia de los lechos  
inmediatos a la alimentación se vería fuertemente afecta  
da. Los arreglos típicos correspondientes se presentan -

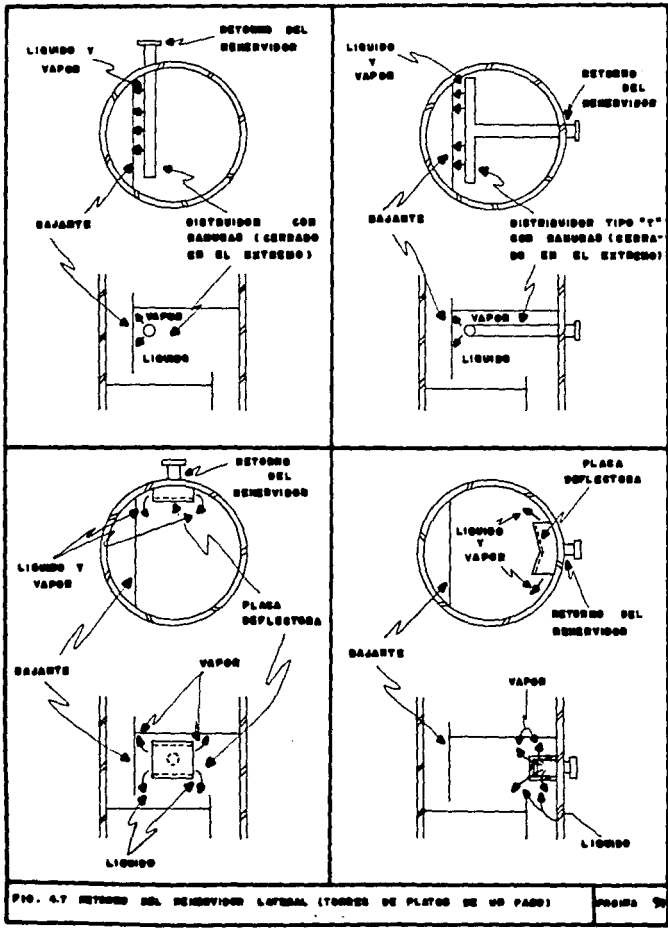


FIG. 4.7 RETORNO DEL DISTRIBUIDOR LATERAL (TORRES DE PLATOS DE UN PAGO) PÁGINA 29

en las Figuras 4.8 y 4.9.

Los criterios de dimensionamiento del arreglo, en lo que se refiere a los principales parámetros de diseño, como las alturas que deben guardarse entre el fondo de la charola de recolección - (o del plato de chimenea) con respecto al plato superior, o del soporte de cama en el caso de torres empacadas, pueden encontrarse detalladamente en la referencia 29.

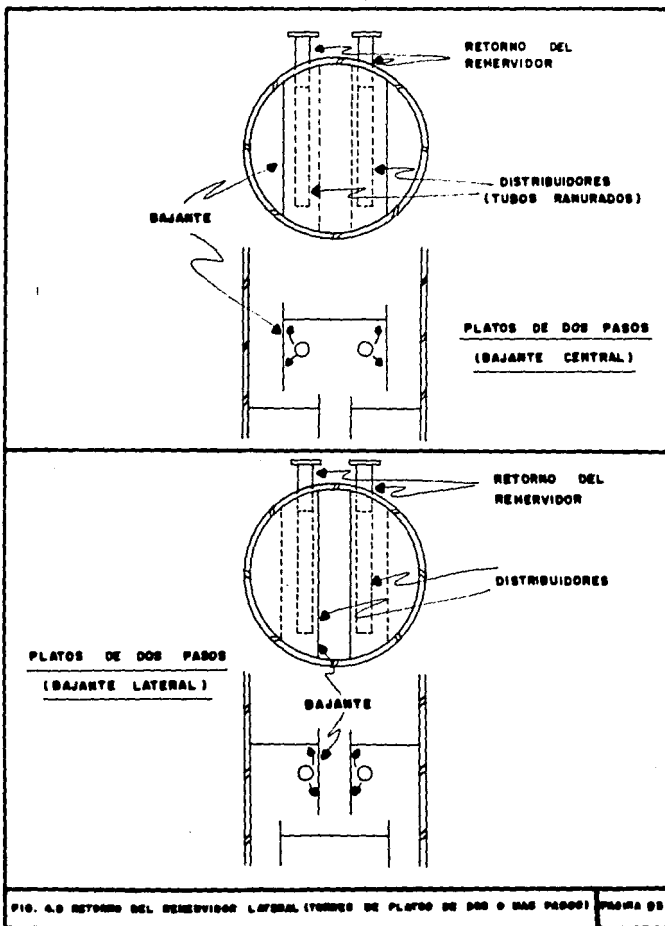


FIG. 4.8 RETORNO DEL REMERVIDOR LATERAL (TORRES DE PLATOS DE DOS O MAS PASOS) PAGINA 95



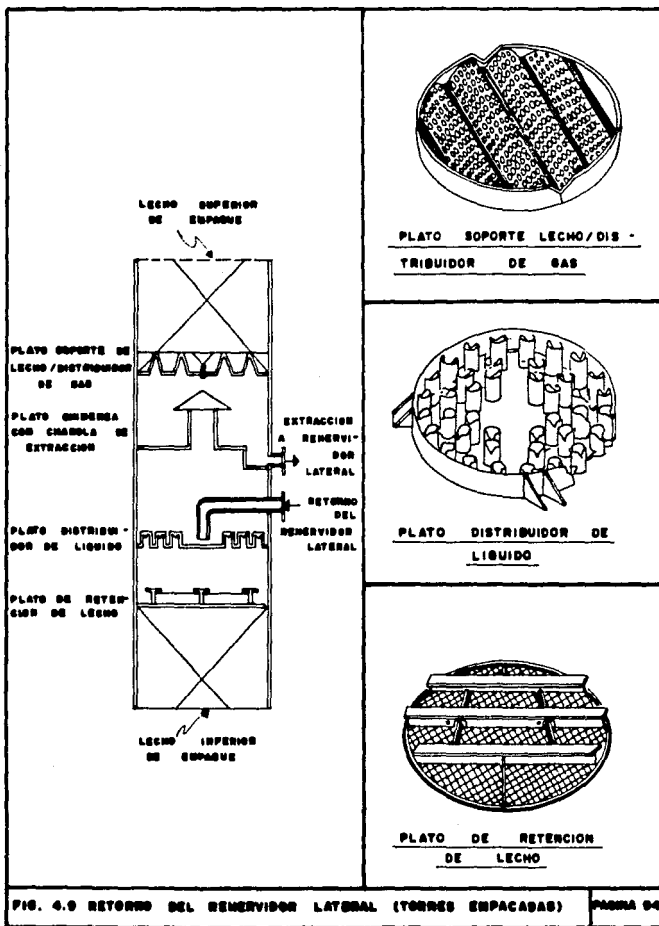


FIG. 4.9 RETORNO DEL RESERVOIR LATERAL (TORRES EMPACADAS)

## CAPITULO 5

### TORRE DESMETANIZADORA CON REHERVIDORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGENICO

Este trabajo se desarrolló a partir de las consideraciones - que se especifican a continuación en el inciso denominado Bases - del Análisis. Posteriormente se presenta el balance de materia y - energía del sistema para la operación convencional (sin rehervido - res laterales). Para efecto de la evaluación, se continúa el capí - tulo con la presentación y análisis de figuras y tablas en los - que se resumen comparativamente los resultados de los balances de materia y energía de la columna desmetanizadora, los perfiles de - operación y las composiciones plato a plato para cuatro casos: - 1) sin rehervidores laterales, 2) con un rehervidor lateral en el plato 6, 3) con un rehervidor lateral en el plato 8 y 4) con dos - rehervidores laterales, uno en el plato 6 y otro en el plato 8. - Se seleccionaron estos platos porque su nivel de temperatura, de - acuerdo con el balance de la columna sin rehervidores laterales, - es adecuado para suministrar parte del enfriamiento requerido por el gas de carga, en sustitución del refrigerante utilizado. Las - conclusiones del trabajo son materia del último capítulo de la te - sis.

## 5.1 Bases del Análisis

### 5.1.1 Tipo de Planta

Este análisis considera una unidad desmetanizadora como la que se muestra en la Figura 5.1. La unidad consta, - como ya fue mencionado en el Capítulo 2, de las secciones de deshidratación, enfriamiento, desmetanización y recompresión de gas residual. Para fines del estudio, - se considera que la carga ya ha pasado por la sección - de deshidratación y que, por lo tanto, su contenido de agua es prácticamente nulo.

### 5.1.2 Tipo de Carga

Se tomará como base que la alimentación a la planta, a la salida de la sección de deshidratación, está constituida por un gas con la composición que se indica enseguida. Debe mencionarse que un gas natural comunmente - contiene, además de los indicados, otros componentes ligeros y pesados como son: nitrógeno, bióxido de carbono, ácido sulfhídrico, los dos isómeros de pentano, hexano, heptano, octanos, nonanos, etc.; pero para efecto de facilidad en las simulaciones, sólo se incluyeron --

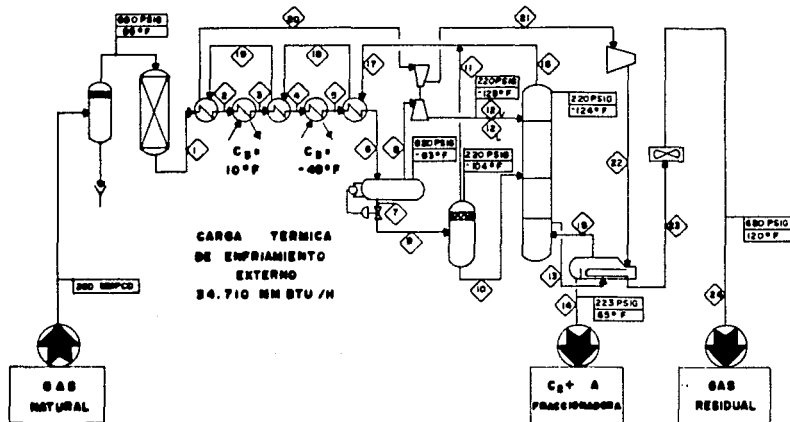
CARGA TERMICA  
DEL TREN DE  
ENFRIAMIENTO  
69.081 MM BTU / H

CARGA TERMICA  
DEL REMOVIDOR  
21.817 MM BTU / H

CARGA TERMICA  
DEL ENFRIADOR  
16.585 MM BTU / H

POTENCIA REQUERIDA  
DEL EXPANSOR - COMPRESOR  
2107 HP

POTENCIA DEL  
COMPRESOR  
18346 HP



metano, etano, propano, butano y n-pentano.

<u>COMPONENTE</u>	<u>% MOL</u>
Metano	79.0
Etano	11.0
Propano	6.0
N-Butano	2.5
N-Pentano	1.5
TOTAL	100.0

#### 5.1.3 Condiciones de la Alimentación

Se considera que el gas tendrá las siguientes condiciones a la salida de los deshidratadores.

Presión: 660 psig

Temperatura: 95 °F

#### 5.1.4 Capacidad (MMPCSD a 60 °F y 1 atm. abs.)

El análisis se efectuará considerando que la planta operará con un flujo de 200 MMPCSD, que corresponde a una capacidad de diseño mediana para este tipo de plantas. En nuestro país se tienen plantas hasta de 500 MMPCSD.

### 5.1.5 Recuperación Mínima de Etano

Será de 66 % respecto al etano contenido en el gas de carga. Este es un nivel de recuperación relativamente bajo, pero aunado a la sencillez de la composición seleccionada para el gas de carga, permite que la ejecución del programa que calcula el balance de materia y energía tenga una rápida convergencia.

### 5.1.6 Niveles de Refrigeración Requeridos

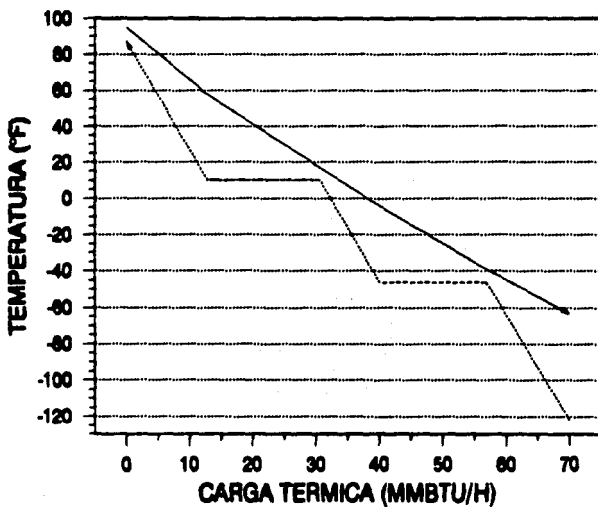
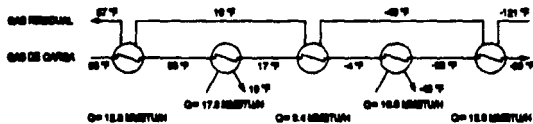
Se consideran dos niveles de refrigeración en virtud de los requerimientos marcados por la curva de enfriamiento del gas de carga. Esta curva se presenta en la Figura 5.2.

<u>Refrigerante</u>	<u>Nivel de Temperatura</u>
Propileno	10 °F
Propileno	-46 °F

### 5.1.7 Condiciones de Entrega de los Productos

- Gas Residual

TREN DE INTERCAMBIO GAS DE CARGA/GAS RESIDUAL



GAS DE CARGA (ENFRIAMIENTO)    GAS RESIDUAL (CALENTAMIENTO)    REFRIGERANTE 1    REFRIGERANTE 2  
 —————    - - - - -    —————    - - - - -

Deberá entregarse en fase vapor a una presión de 680 psig y una temperatura máxima de 120 °F.

- Etano y Componentes más Pesados

Se entregará en fase líquida a las condiciones con -- que se obtenga como producto de fondos de la torre -- desmetanizadora.

#### 5.1.8 Carga Térmica de los Rehervidores Laterales

Se simulan en todos los casos intercambios térmicos por 1.0 MMBTU/H, ya que no se evaluará la carga máxima aprovechable en este tipo de servicios (lo cual requiere otro tipo de análisis), sino únicamente evaluar el comportamiento de la columna.



## 5.2 Balance de Materia y Energía de la Planta Criogénica

En las páginas 103 a 110 se presenta el balance de materia y energía que se obtiene en la planta cuando la columna desmetanizadora opera en la forma convencional, es decir sin rehervidores laterales. Este balance se obtuvo con el simulador de procesos SIMPROC del IMP y contiene información relativa a -- flujos molares, en masa y volumétricos, las composiciones, -- condiciones de presión y temperatura, estado físico, vaporización, y propiedades termofísicas de cada una de las corrientes que integran el proceso. La numeración de las corrientes de este balance se corresponde con la numeración indicada en la Figura 5.1.

Los resultados del balance indican que para desmetanizar el total de 200 MMPCSD de gas, se requiere que el gas de carga se enfríe hasta una temperatura de  $-63^{\circ}\text{F}$ , lo que representa una carga térmica total de enfriamiento de 69.891 MMBTU/H. Aprovechando la baja temperatura del gas residual para proporcionar parte de la carga térmica requerida, las necesidades de enfriamiento con refrigerantes externos se ven reducidas a 34.710 MMBTU/H.

La separación en la columna desmetanizadora requiere que el -

INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO  
PLANTA CRIOGÉNICA  
LOCALIZACIÓN MEXICO, D.F.  
CLIENTE UNAM

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES  
CONTRATO 7818  
FECHA 10 ABR. 1991 18:45:39  
ENCHE POR PPD  
AF. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

SIEMPROC-II

CORRIENTE NO. (PAQU)	1 VEP		2 MBE		201 LGAT		202 VSGT		3 MBE	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
ANTANO	17367.550	79.000	17367.550	79.000	120.766	23.039	17226.760	80.369	17367.550	79.000
PROPANO	2415.481	11.000	2415.481	11.000	69.603	13.080	2366.870	10.949	2415.481	11.000
B-BUTANO	1317.535	6.000	1317.535	6.000	101.117	19.291	1216.410	5.675	1317.535	6.000
B-PENTANO	548.973	2.500	548.973	2.500	104.831	20.000	444.136	2.072	548.973	2.500
B-HEXANO	329.384	1.500	329.384	1.500	120.855	24.582	200.529	0.936	329.384	1.500
TOTAL LB-MOL/H	21958.920	100.000	21958.920	100.000	524.178	100.000	21434.740	100.000	21958.920	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	464683.	210777.	464683.	210777.	23848.	10817.	468835.	199960.	464684.	210777.
TEMPERATURA P ° C	95.00	35.00	58.00	14.44	58.00	14.44	58.00	14.44	17.00	-0.33
PERDIDA FRIC*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.6960 PSIA)	660.00	46.405	652.00	45.842	652.00	45.842	652.00	45.842	644.00	45.280
PMO MOLECULAR*WATSON	21.161	17.999	21.161	17.999	45.496	14.455	20.566	18.191	21.161	17.999
DENS RELATIVA A 60 P*API	0.35029	272.446	0.35029	272.446	0.52880	148.613	0.34422	279.578	0.35029	272.446
WPD A 60 P	90914.9		90914.9		3143.1		87771.8		90914.9	
WPCED 60P, 1 KG*60P, 1ATM	209.848	200.000	209.848	200.000	5.009	4.774	204.839	193.226	209.848	200.000
DENS A PTT LB/PTS*G/CHE	2.7696	0.04436	3.0914	0.04952	29.8311	0.47794	2.9488	0.04723	3.6204	0.05199
CPN A P Y T					99.7					
PTJ/ENC A P Y T	46.685						41.532			
VAPORIZACION MOLAR*PMO			0.97613	0.94068					0.90959	0.82646
CALOR SRP A PTT BTU/LB-P	0.5919				0.6351		0.6130			
CP/VC	1.4582				1.4522		1.5420			
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.0119				0.0872		0.0113			
COND. TERMIC BTU/R-PT-P	0.0197				0.0409		0.0187			
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.8661				0.1830		0.8371			
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	4361.74		3798.19		-1288.30		3881.60		2944.91	
ENTALPIA MPTU/H	95339.9		82525.9		-875.3		83201.2		64667.1	
MODULO	2009		2005		2085		2005		2005	

INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO  
 PLANTA CRIOGÉNICA  
 LOCALIZACIÓN MEXICO, D.F.  
 CLIENTE UNAM

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES  
 CONTRATO TESIS  
 FECHA 10 ABR. 1991 10:49:39  
 BUCHO POR PPH  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

SINPROC-II

COMPONENTE	301 LBAY		302 VSAY		4 MBI		401 LBAY		402 VSAY	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
METANO	158.731	20.144	16700.820	84.055	17367.550	79.000	925.767	31.737	16421.700	86.240
ETANO	343.013	17.270	2072.460	10.376	2415.401	11.000	571.145	19.300	1844.336	9.686
PROPANO	450.945	23.117	850.590	4.259	1317.535	6.000	602.646	23.402	634.009	3.334
N-BUTANO	347.350	17.497	201.615	1.009	546.973	2.500	432.782	14.836	116.191	0.610
N-PENTANO	277.228	13.964	52.155	0.261	329.304	1.500	304.701	10.446	24.683	0.130
TOTAL LB-MOL/H	1905.276	100.000	19973.640	100.000	21950.820	100.000	2917.042	100.000	19041.880	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	79703.	36153.	304901.	174624.	464603.	210717.	109261.	49560.	355422.	161217.
TEMPERATURA P * C	37.00	-0.33	37.00	-0.33	-4.00	-20.00	-4.00	-20.00	-4.00	-20.00
PRESION PSIG*KG/CM2 MAX. (P. ATM = 14.6960 PSIA)	644.00	45.200	644.00	45.200	676.00	64.717	676.00	44.717	676.00	44.717
PESO MOLECULAR*W HAYBOW	40.141	14.990	19.274	10.620	21.161	17.999	37.456	15.324	10.665	10.021
DENS RELATIVA A 60 P*API	0.40806	158.422	0.33095	296.053	0.35029	272.446	0.47060	169.102	0.32477	304.191
WPD A 60 P	11192.1		79722.9		90914.9		15912.1		75002.0	
HUMEDAD 60P,1 KG*60P,1ATM	10.972	10.002	190.076	101.910	209.040	200.000	27.076	26.560	101.571	173.432
DENS A PTP LB/PT3*G/CM3	29.6100	0.47445	3.0637	0.04900	3.9634	0.06349	29.3909	0.46000	3.1301	0.05015
CPH A P Y T	335.5						463.5			
PT3/EGC A P Y T			34.905						31.535	
VAPOORIZACION MOLAR*PESO					0.06716	0.76407				
CALOR ESP A PTP BTU/LB-P	0.6335		0.6426				0.6370		0.6656	
CP/CF	1.5093		1.6539				1.5440		1.7251	
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.0007		0.0100				0.0007		0.0105	
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0534		0.0100				0.0554		0.0177	
FACTON COMPRESIBILIDAD	0.1745		0.0101				0.1694		0.7933	
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	-1609.00		3405.50		2516.30		-1796.92		3177.14	
ENTALPIA METU/H	-3353.1		68020.3		55257.0		-5241.7		60490.7	
MODULO	2005		2005		2005		2005		2005	

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLIO  
PLANTA CRIOGENICA  
LOCALIZACION MEXICO, D.P.  
CLIENTE UNAM

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES  
CONTRATO T8618  
FICHA 10 ABR. 1991 10:49:39  
RECIBO POR PFB  
AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

SINPROC-II

COMPONENTE	5 MSZ		501 L6AT		502 V6AT		6 MSZ		7 L6AT	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
METANO	27347.550	79.050	2042.930	40.783	15304.620	90.294	17347.550	79.000	3624.104	50.146
ETANO	2415.481	11.000	1117.614	22.311	1297.868	7.657	2415.481	11.000	1574.296	21.783
PROPANO	1317.535	6.000	1015.194	20.278	301.741	1.780	1317.535	6.000	1168.979	16.175
N-BUTANO	548.973	2.500	510.109	10.183	38.864	0.229	548.973	2.500	532.825	1.373
N-HEXANO	329.384	1.500	322.794	6.444	6.590	0.039	329.384	1.500	326.920	4.524
TOTAL LB-MOL/H	21958.920	100.000	5009.241	100.000	16949.680	100.000	21958.920	100.000	7227.123	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	464684.	210777.	164103.	74436.	305580.	136341.	464683.	210777.	211573.	95968.
TEMPERATURA P * C	-39.00	-39.44	-39.00	-39.44	-39.00	-39.44	-63.00	-52.78	-63.00	-52.78
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.6960 PSIA)	628.00	44.155	628.00	44.155	628.00	44.155	628.00	43.592	628.00	43.592
PRSG MOLECULAR*W WATSON	21.161	17.999	32.760	15.964	17.734	19.110	21.161	17.999	29.275	16.488
DENS RELATIVA A 60 °*API	0.35029	272.446	0.43860	191.118	0.31560	316.848	0.35029	272.446	0.41394	210.337
BPD A 60 P	90914.9		25642.5		65272.4		90914.9		35029.4	
HEPC80 60P, 1 KG*60P, 1ATM	209.848	200.000	47.870	45.624	161.978	154.376	209.848	200.000	69.065	65.824
DENS R PPT LB/PT3*G/CM3	4.8668	0.07796	28.6814	0.45815	3.3493	0.05365	5.9311	0.09581	21.5617	0.44150
GPM A P Y Y			715.3						957.0	
PT3/ERG A P Y Y					24.929					
VAPORIZACION MOLAN*PRSG	0.77188	0.64685					0.67088	0.54670		
CALOR ESP A PPT BTU/LB-F			0.6570		0.7319				0.6895	
CP/CP			1.6211		1.9022				1.7022	
VISCOSIDAD CENTIPOISE			0.0849		0.0999				0.0780	
COND. TERMIC BTU/H-FT-P			0.0507		0.0172				0.0607	
FACTOR COMPRESIBILIDAD			0.1631		0.7538				0.1584	
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	1748.98		-1796.49		2796.80		1158.96		-1640.95	
ENTALPIA H2TU/H	38405.8		-8999.1		47484.8		25449.4		-11859.3	
MODULO	2005		2005		2005		2005		2005	

INDUSTRIAL ACTIVITIES AND PERSONNEL  
 PLANT IN OPERATION  
 IN THE UNITED STATES, 1955, 1956,  
 1957 AND 1958

CONSTRUCTION OF IMPROVEMENTS IN PLANT AND INDUSTRIAL  
 STRUCTURES, 1955  
 FROM 19 000 1955 19 000 1956

DOLLARS IN MILLIONS & PERCENT

ENR000-22

CONSTRUCTION OF IMPROVEMENTS	1955	1956	1957	1958	1955	1956	1957	1958
TOTAL	2772.805	295.905	7272.772	105.905	6928.727	105.905	2508.451	105.905
PLANT AND STRUCTURES	2772.805	295.905	7272.772	105.905	6928.727	105.905	2508.451	105.905
INDUSTRIAL BUILDINGS	1772.805	27.225	2654.254	26.264	2447.205	26.267	2287.599	26.267
MILLS	661.286	2.723	2718.295	27.295	2428.442	27.278	224.856	27.278
POWER PLANTS	248.257	2.008	2288.879	25.795	2158.659	25.552	21.221	25.552
WATER PLANTS	21.248	1.223	522.872	7.272	522.264	7.272	1.261	7.272
WATER TREATMENT PLANTS	7.464	1.223	222.872	4.224	222.872	4.224	1.261	4.224
OTHER INDUSTRIAL BUILDINGS	1072.805	295.905	2654.254	26.264	2447.205	26.267	2287.599	26.267
NON-INDUSTRIAL BUILDINGS	248.257	2.008	2288.879	25.795	2158.659	25.552	21.221	25.552
RESIDENTIAL BUILDINGS	21.248	1.223	522.872	7.272	522.264	7.272	1.261	7.272
OFFICE BUILDINGS	7.464	1.223	222.872	4.224	222.872	4.224	1.261	4.224
OTHER NON-INDUSTRIAL BUILDINGS	1072.805	295.905	2654.254	26.264	2447.205	26.267	2287.599	26.267
INDUSTRIAL EQUIPMENT	248.257	2.008	2288.879	25.795	2158.659	25.552	21.221	25.552
INDUSTRIAL MACHINERY	21.248	1.223	522.872	7.272	522.264	7.272	1.261	7.272
INDUSTRIAL VEHICLES	7.464	1.223	222.872	4.224	222.872	4.224	1.261	4.224
INDUSTRIAL TRACTORS	2.464	1.223	222.872	4.224	222.872	4.224	1.261	4.224
INDUSTRIAL CARS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL TRUCKS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL BUSES	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL TRAILERS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL RIGS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL CRANES	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL CONSTRUCTION EQUIPMENT	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL VEHICLES	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL TRACTORS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL CARS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL TRUCKS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL BUSES	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL TRAILERS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL RIGS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL CRANES	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL CONSTRUCTION EQUIPMENT	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL VEHICLES	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL TRACTORS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL CARS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL TRUCKS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL BUSES	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL TRAILERS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL RIGS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL CRANES	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL CONSTRUCTION EQUIPMENT	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL VEHICLES	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL TRACTORS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL CARS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL TRUCKS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL BUSES	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL TRAILERS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL RIGS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL CRANES	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL CONSTRUCTION EQUIPMENT	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL VEHICLES	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL TRACTORS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL CARS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL TRUCKS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL BUSES	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL TRAILERS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL RIGS	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL CRANES	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112
INDUSTRIAL CONSTRUCTION EQUIPMENT	1.248	1.223	111.436	2.112	111.436	2.112	1.261	2.112

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLIO  
PLANTA CRIOQUIMICA  
LOCALISACION MEXICO, D.F.  
CLIENTE URAM

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES  
CONTRATO YR51S  
PCRA 18 ABR. 1991 10:49:39  
HRCO POR PFB  
AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

SIMPROC-II

COMPONENTE	121 LGAT		122 VGAT		13 LGAT		14 LGAT		15 VGAT	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
NETANO	335.072	42.613	13388.310	96.005	0.037	0.000	0.004	0.000	0.032	0.001
ETANO	386.254	38.948	534.932	3.836	4354.929	59.185	1594.221	42.510	2160.386	76.509
PROPANO	126.645	16.106	21.912	0.157	2003.436	27.227	1278.653	34.095	724.922	20.092
N-BUTANO	15.875	2.019	0.273	0.002	649.699	0.830	548.051	14.614	101.758	2.820
N-PENTANO	2.459	0.313	0.004	0.000	350.088	4.758	329.335	8.782	20.825	0.577
TOTAL LB-MOL/H	786.306	100.000	13945.490	100.000	7358.188	100.000	3150.264	100.000	3607.923	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	21268.	9647.	231843.	105162.	282302.	128050.	159929.	72543.	122381.	55511.
TEMPERATURA F * C	-127.68	-88.71	-127.68	-88.71	41.50	5.28	65.12	18.40	65.12	18.40
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.6960 PSIA)	220.00	15.468	220.00	15.468	222.80	15.665	223.00	15.679	223.00	15.679
PMO MOLICULAR*H WATSON	27.048	17.445	16.625	19.428	38.366	16.094	42.645	15.316	33.920	17.112
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.38538	235.667	0.30495	332.500	0.45108	182.190	0.48026	160.737	0.41409	210.210
BPO A 60 F		3782.2		52103.3		42891.2		22636.9		20254.7
MMPCGD 68P,1 KG*60F,1ATM	7.514	7.162	133.268	127.014	10.318	67.018	35.839	34.157	34.419	32.861
DENS A P T LB/PT3*G/CM3	29.9086	0.47909	1.3006	0.02083	27.6561	0.44301	28.3342	0.45387	1.7697	0.02835
CPM A P Y T		88.7				1272.6		703.7		
PT3/SGG A P Y T			49.518						19.210	
CALOR HSP A P T BTU/LB-F	0.6506		0.5923		0.7090		0.6881		0.4856	
CP/CF	1.6191		1.5983		1.6928		1.5992		1.3671	
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.1141		0.0073		0.0722		0.0755		0.0093	
COND. THERIC BTU/F-PT-F	0.0765		0.0122		0.0508		0.0485		0.0124	
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.0596		0.0421		0.0613		0.0635		0.0090	
ENTALPIA HSP. BTU/LB-MOL	-2558.98		2431.02		-1126.07		-1802.72		4788.67	
ENTALPIA HBTU/H	-2012.1		33901.8		-8285.8		-3740.5		16988.5	
NOVULO	2805		2805		2805		2805		2805	

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLIO  
 PLANTA CRIOGENICA  
 LOCALIZACION MEXICO, D.F.  
 CLIENTE UNAM

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES  
 CONTRATO TMSIS  
 FECHA 18 ABR. 1991 10:49:39  
 EBCO POR PFE  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

SIMPROC-II

COMPONENTE	16 VSAT		17 MSZ		171 LSAT		172 VSAT		18 VAP	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
METANO	15164.610	95.376	17347.540	95.271	1.393	38.407	17346.150	95.282	17347.540	95.271
ETANO	106.536	4.444	821.260	4.510	1.431	39.465	819.828	4.503	821.260	4.510
PROPANO	28.348	0.178	38.882	0.214	0.645	17.784	38.237	0.210	38.882	0.214
N-BUTANO	0.361	0.002	0.921	0.005	0.129	3.547	0.793	0.004	0.921	0.005
N-PENTANO	0.006	0.000	0.048	0.000	0.029	0.796	0.019	0.000	0.048	0.000
TOTAL LB-MOL/H	15899.880	100.000	18208.660	100.000	3.627	100.000	18205.030	100.000	18208.660	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	245767.	120559.	304754.	138234.	103.	47.	304651.	138187.	304754.	138234.
TEMPERATURA P * C	-124.02	-86.68	-121.46	-85.25	-121.46	-85.25	-121.46	-85.25	-46.24	-43.47
PRESION PSIC*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.6960 PSIA)	220.00	15.468	220.00	15.468	220.00	15.468	220.00	15.468	212.00	14.906
PRESO MOLECULAR* $\mu$ WATSON	16.716	19.413	16.737	19.407	28.506	17.153	16.734	19.408	16.737	19.407
DENS RELATIVA A 60 P*API	0.30570	331.377	0.30590	331.069	0.39658	225.297	0.30588	331.105	0.30590	331.069
WPD A 60 P	59587.3		68278.0		17.9		68260.1		68278.0	
WPCSD 68P,1 KG*60P,1ATM	151.945	144.815	174.009	165.843	0.035	0.032	173.974	165.816	174.009	165.843
DENS A PIT LB/PT3*G/CM3	1.2817	0.02063	1.2744	0.02041	30.5516	0.48939	1.2740	0.02041	0.9239	0.01488
GPM A P Y Y					0.4					
PT3/ENG A P Y Y	57.333						66.424		91.626	
VAPORIZACION MOLAR*PRESO			0.99980	0.99966						
CALOR ESP A PIT BTU/LB-P	0.5871				0.6298		0.5840		0.5424	
CP/CT	1.5885				1.5855		1.5803		1.4317	
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.0874				0.1219		0.0875		0.0890	
COND. TERMIC BTU/H-FT-P	0.0123				0.0756		0.0123		0.0146	
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.8458				0.8683		0.8493		0.9256	
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	2464.47		2488.17		-2750.85		2489.21		3199.72	
ENTALPIA MBTU/H	39184.7		45306.2		-10.0		45316.2		58262.5	
MODULO	2005		2005		2005		2005		2009	

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLIO  
 PLANTA CRIOGENICA  
 LOCALIZACION MEXICO, D.F.  
 CLIENTE URAM

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES  
 CONTRATO TUSIS  
 FECHA 10 ABR. 1991 10:49:39

HECHO POR PFR  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

SINPROC-II

COMPONENTE NO. (PAB)	19 VAP		20 VAP		21 VAP		22 VAP		23 VAP	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
ETANO	17347.540	95.271	17347.540	95.271	17347.540	95.271	17347.540	95.271	17347.540	95.271
PROPANO	821.260	4.510	821.260	4.510	821.260	4.510	821.260	4.510	821.260	4.510
BUTANO	30.802	0.214	30.802	0.214	30.802	0.214	30.802	0.214	30.802	0.214
ISOBUTANO	0.921	0.005	0.921	0.005	0.921	0.005	0.921	0.005	0.921	0.005
ISOPENTANO	0.040	0.000	0.040	0.000	0.040	0.000	0.040	0.000	0.040	0.000
TOTAL LB-MOL/H	18208.660	100.000	18208.660	100.000	18208.660	100.000	18208.660	100.000	18208.660	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	304754.	138234.	304754.	138234.	304754.	138234.	304754.	138234.	304754.	138234.
TEMPERATURA P ° C	10.20	-12.07	07.07	20.59	121.01	49.45	310.94	159.41	207.07	97.71
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.6960 PSIA)	204.00	14.344	196.00	13.701	240.20	16.894	700.00	49.217	690.00	48.514
PIESO MOLECULAR*E WATSON	16.737	19.407	16.737	19.407	16.737	19.407	16.737	19.407	16.737	19.407
DENS RELATIVA A 60 P*API	0.30590	331.069	0.30590	331.069	0.30590	331.069	0.30590	331.069	0.30590	331.069
SPD A 60 P	68270.0		68270.0		68270.0		68270.0		68270.0	
NUMERO 60P, 1 KG*60P, 1ATM	174.009	165.043	174.009	165.043	174.009	165.043	174.009	165.043	174.009	165.043
DENS A PTT LB/PT3*G/CM3	0.7689	0.81219	0.6166	0.80900	0.7014	0.81124	1.4633	0.82312	1.6964	0.82717
PT3/SGG A P Y T	111.253		137.292		120.690		50.653		69.901	
CALOR HSP A PTT BTU/LB-P	0.5392		0.5506		0.5636		0.6556		0.6212	
CP/CV	1.3109		1.3325		1.3240		1.2015		1.3393	
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.0101		0.0115		0.0122		0.0159		0.0141	
COND. TERMIC BTU/H*FT*P	0.0165		0.0194		0.0209		0.0312		0.0260	
FACTO COMPRESIBILIDAD	0.9530		0.9740		0.9763		0.9919		0.9785	
ENTALPIA HSP. BTU/LB-MOL	3716.51		4420.24		4714.99		6501.25		5399.56	
ENTALPIA HNTU/H	67672.7		80406.7		85053.6		119835.7		96310.0	
RODULO	2009		2009		2009		2009		2009	



INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLIO  
 PLANTA CRIOGENICA  
 LOCALIZACION MEXICO, D.F.  
 CLIENTE URAM

SUBDIRECCION DE INGENIERIA DE PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES  
 CONTRATO TRES  
 FECHA 10 ABR. 1991 10:49:39  
 ENCIO POR PFE  
 AP. POR

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

KINPROC-II

COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL
METANO	17347.540	95.271
ETANO	821.260	4.510
PROPANO	30.882	0.214
n-BUTANO	0.921	0.005
n-PENTANO	0.040	0.000
TOTAL LB-MOL/H	18208.660	100.000
FLUJO TOTAL LB/M * KG/H	386754.	138234.
TEMPERATURA P * C	120.00	48.89
PRESSION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.6960 PSIA)	680.80	47.811
PESO MOLECULAR*W WATSON	16.737	19.407
DENS RELATIVA A 60 P*API	0.30596	331.069
SGP A 60 P		68270.0
WUPCO 68P,1 KG*68P,1ATM	174.029	165.843
DENS A PTT LB/FT3*G/CM3	1.9896	0.03187
PT3/SG A P Y T		42.540
CALOR ESP A PTT BTU/LB-F		0.6086
CP/CP		1.4110
VISCOSIDAD CENTIPOISE		0.0123
COND. TERMIC BTU/H-FT-F		0.0225
FACTOR COMPRESIBILIDAD		0.9394
ENTALPIA REF. BTU/LB-MOL		4581.50
ENTALPIA RTU/H		81946.3
MODULO		2889

rehervidor de fondos proporcione 21.517 MMBTU/H, los cuales - se toman del gas residual proveniente de la sección de compresión. Esta a su vez, para acondicionar el gas residual para su entrega requiere un total de 15,452 HP, de los que 2,107 - HP se obtienen en el expansor-compresor de la planta.

El acondicionamiento térmico final requerido por el gas residual, después de intercambiar calor con los fondos de la torre, requiere de un enfriador con aire de 16.353 MMBTU/H.

Con estas características el proceso puede cumplir con la recuperación de 66 % de etano planteada, obteniendo 22,636.9 -- BPD (60 °F) de licuables C<sub>2</sub>(+) (etano y componentes más pesados) y 165.843 MMPCSD (60 °F y 1 atm. abs.) de gas residual.

### 5.3 Perfiles de Operación de la Torre Desmetanizadora

Adicionalmente, en las Tablas 5.1 a 5.4 (páginas 113 a 116), se presentan los perfiles de flujos, condiciones y propiedades de las corrientes internas de la torre desmetanizadora, plato por plato, para los cuatro casos de estudio. Debemos mencionar que en estas tablas se incluye el plato 0 que es el número que el simulador asigna comúnmente a la etapa de destilación constituida por el condensador. Ya que en una torre desmetanizadora convencional, como es el caso de estudio, no existe dicho condensador, el flujo de líquido extraído de este plato es nulo. Las propiedades del líquido, así como los flujos de vapor y sus propiedades, son presentados con los mismos valores que los del plato 1.

En las Tablas 5.5 a 5.8 (páginas 117 a 120) se presentan, también para los cuatro casos a analizar, las composiciones molares de las corrientes de líquido y vapor que abandonan cada etapa de la columna desmetanizadora. Nuevamente, las composiciones del plato 0 son idénticas a las del plato 1 por la razón indicada.

Los resultados que se muestran en estas tablas se revisan en la siguiente sección de este trabajo.

\*ANALISIS DE UNA TORRE DESHIDRATADORA CON RESERVIDORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGENICO\*

TABLA 5.1

TORRE DESHIDRATADORA SIN RESEVEDORES LATERALES

PERFIL DE FLUJOS, CONDICIONES Y PROPIEDADES

PLATO NO.	TEMPERATURA (°F)	FLUJO DN LIQUIDO (LB-MOL/H)	FLUJO DN VAPOR (LB-MOL/H)	FLUJO DN LIQUIDO (GPM)	FLUJO DN VAPOR (PT3/S)	DENSIDAD DE LIQUIDO (LB/PT3)	DENSIDAD DE VAPOR (LB/PT3)	PESO MOLECULAR DE LIQUIDO	PESO MOLECULAR DE VAPOR	PRESION (PSIA)
0	-124.023	0.000	15899.900	0.000	57.3330	30.0040	1.2877	27.3924	16.7162	234.7
1	-124.023	790.690	15899.900	89.999	57.3330	30.0040	1.2877	27.3924	16.7162	234.7
2	-99.760	152.270	1958.790	90.875	7.7228	30.2107	1.2350	29.2796	17.5294	234.9
3	-88.362	747.903	1920.370	92.642	7.8414	30.0934	1.2295	29.0908	18.0127	235.1
4	-84.118	743.152	1916.003	92.963	7.9157	30.0476	1.2301	30.1483	18.2950	235.3
5	-81.717	704.386	1911.252	89.029	7.9534	30.1873	1.2260	30.6029	18.3665	235.5
6	-71.939	5744.269	1872.486	796.964	8.0964	32.1147	1.1750	35.7378	18.2904	235.7
7	-26.995	6416.214	1994.004	967.256	9.5935	30.2401	1.3137	36.5649	22.7533	235.9
8	14.126	7158.369	2665.949	1153.314	13.2283	28.5069	1.5683	36.8386	28.0153	236.1
9	27.225	7506.847	3408.104	1244.491	16.9017	27.7757	1.7057	36.9334	30.4520	236.3
10	31.227	7622.368	3756.582	1275.381	18.5885	27.5430	1.7534	36.9642	31.2339	236.5
11	32.450	7656.730	3872.103	1284.866	19.1350	27.4730	1.7686	36.9777	31.4605	236.7
12	32.962	7663.746	3906.465	1287.773	19.2913	27.4530	1.7741	37.0005	31.5396	236.9
13	33.586	7651.654	3913.481	1288.271	19.3314	27.4552	1.7766	37.0764	31.5940	237.1
14	35.355	7593.122	3901.389	1286.030	19.3374	27.4930	1.7780	37.3485	31.7261	237.3
15	41.499	7358.188	3842.857	1272.637	19.3257	27.6560	1.7776	38.3657	32.1823	237.5
16	65.117	3750.265	3607.923	703.714	19.2097	28.3340	1.7697	42.6444	33.9201	237.7

"ANÁLISIS DE UNA TORRE DESMETANIZADORA CON RESERVOIRES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGÉNICO"

TABLA 5.2

TORRE DESMETANIZADORA CON UN RESERVOIR LATERAL EN EL PLATO 6

PERFIL DE FLUJOS, CONDICIONES Y PROPIEDADES

PLATO NO.	TEMPERATURA (°F)	FLUJO DE LIQUIDO (LB-MOL/H)	FLUJO DE VAPOR (LB-MOL/H)	FLUJO DE LIQUIDO (GPH)	FLUJO DE VAPOR (FT <sup>3</sup> /H)	DENSIDAD DE LIQUIDO (LB/FT <sup>3</sup> )	DENSIDAD DE VAPOR (LB/FT <sup>3</sup> )	PSO MOLÉCULAR DE LIQUIDO	PSO MOLÉCULAR DE VAPOR	PRENSION (PSIA)
0	-124.013	0.000	15899.900	0.000	57.3358	30.0046	1.2877	27.3939	16.7163	234.7
1	-124.013	790.623	15899.900	89.995	57.3358	30.0046	1.2877	27.3939	16.7163	234.7
2	-99.122	751.728	1958.723	90.817	7.7236	30.2185	1.2349	29.2821	17.5300	234.9
3	-88.321	747.488	1919.828	92.606	7.8461	30.0954	1.2295	29.9657	18.0749	235.1
4	-84.175	742.852	1915.588	92.932	7.9126	30.0552	1.2302	30.1579	18.2928	235.3
5	-81.800	742.185	1910.952	88.784	7.9510	30.2085	1.2256	30.6361	18.3575	235.5
6	-71.487	5579.798	1870.285	777.400	8.1026	32.1917	1.1718	35.9741	18.2764	235.7
7	-24.117	6175.768	1829.533	928.381	8.7728	30.4678	1.2917	36.7363	22.2985	235.9
8	12.385	6907.757	2425.503	1110.793	12.0544	28.6917	1.5426	37.0059	27.5993	236.1
9	27.085	7283.977	3157.492	1208.729	15.7003	27.8757	1.6930	37.1828	30.3066	236.3
10	31.747	7414.945	3533.712	1243.646	17.5301	27.6046	1.7481	37.1356	31.2192	236.5
11	33.193	7455.157	3664.680	1254.658	18.1541	27.5211	1.7661	37.1497	31.4956	236.7
12	33.770	7464.584	3704.892	1258.106	18.3393	27.4964	1.7724	37.1712	31.5851	236.9
13	34.391	7454.888	3714.319	1258.892	18.3896	27.4961	1.7753	37.2424	31.6426	237.1
14	36.091	7402.465	3704.623	1257.149	18.3999	27.5296	1.7769	37.4999	31.7715	237.3
15	42.020	7186.415	3652.200	1245.314	18.3930	27.6809	1.7769	38.4739	32.2150	237.5
16	65.120	3750.265	3436.150	703.720	18.2953	28.3361	1.7697	42.6449	33.9202	237.7

"ANÁLISIS DE UNA TORRE DESMANTAZADORA CON RESERVIDORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGÉNICO"

TABLA 5.3

TORRE DESMANTAZADORA CON UN RESERVIDOR LATERAL EN EL PLATO 8

PERFIL DE FLUJOS, CONDICIONES Y PROPIEDADES

PLATO NO.	TEMPERATURA (°F)	FLUJO DE LIQUIDO (LB-MOL/S)	FLUJO DE VAPOR (LB-MOL/S)	FLUJO DE LIQUIDO (GPM)	FLUJO DE VAPOR (PT3/S)	DENSIDAD DE LIQUIDO (LB/PT3)	DENSIDAD DE VAPOR (LB/PT3)	PCMO MOLCULAR DE LIQUIDO	PCMO MOLCULAR DE VAPOR	PCMO (PSIA)
0	-124.026	0.000	15099.900	0.000	57.3322	30.0039	1.2077	27.3921	16.7162	234.7
1	-124.026	790.753	15099.900	90.005	57.3322	30.0039	1.2077	27.3921	16.7162	234.7
2	-99.713	752.489	1950.853	90.900	1.7225	30.2191	1.2351	29.2795	17.5293	234.9
3	-80.393	740.143	1920.589	92.665	7.0415	30.0930	1.2295	29.8972	10.0714	235.1
4	-84.132	743.273	1916.243	92.974	7.9164	30.0672	1.2301	30.1466	10.2940	235.3
5	-81.696	704.352	1911.373	89.021	7.9545	30.1064	1.2260	30.6029	10.2672	235.5
6	-71.894	5743.990	1072.452	797.007	0.8973	32.1142	1.1750	35.7400	10.2923	235.7
7	-20.836	6411.029	1993.733	961.009	9.5962	30.2433	1.3136	36.5891	22.7616	235.9
8	14.981	6970.016	2660.764	1126.907	13.2340	28.5505	1.5659	37.0200	20.0579	236.1
9	27.927	7307.044	3220.551	1214.902	16.0099	27.8255	1.7020	37.1054	30.4730	236.3
10	31.986	7422.630	3557.679	1245.599	17.6462	27.5007	1.7512	37.1339	31.2697	236.5
11	33.250	7457.657	3672.373	1255.217	18.1906	27.5159	1.7670	37.1466	31.5097	236.7
12	33.773	7465.550	3707.392	1258.249	18.3506	27.4943	1.7727	37.1673	31.5804	236.9
13	34.300	7455.401	3715.205	1258.914	18.3925	27.4949	1.7754	37.2309	31.6420	237.1
14	36.076	7402.015	3705.136	1257.137	18.4016	27.5207	1.7770	37.4566	31.7700	237.3
15	42.000	7186.612	3652.530	1245.294	18.3941	27.6003	1.7769	30.4114	32.2144	237.5
16	65.116	3750.265	3436.347	703.713	10.2962	20.3340	1.7697	42.6444	33.9201	237.7

"ANÁLISIS DE UNA TORRE DESMÉTANIZADORA CON RESERVOIRES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGÉNICO"

TABLA 5.4

TORRE DESMÉTANIZADORA CON DOS RESERVOIRES LATERALES, UNO EN EL PLATO 6 Y OTRO EN EL PLATO 8

PERFIL DE FLUJOS, CONDICIONES Y PROPIEDADES

PLATO NO.	TEMPERATURA (°F)	FLUJO DE LIQUIDO (LB-MOL/H)	FLUJO DE VAPOR (LB-MOL/H)	FLUJO DE LIQUIDO (GPM)	FLUJO DE VAPOR (PT3/H)	DENSIDAD DE LIQUIDO (LB/PT3)	DENSIDAD DE VAPOR (LB/PT3)	PSO DE LIQUIDO	PSO DE VAPOR	PERSEION (FETA)
0	-124.032	0.000	15899.710	0.000	57.3301	30.0040	1.2878	27.3919	16.7161	234.7
1	-124.032	790.849	15899.710	90.015	57.3301	30.0040	1.2878	27.3919	16.7161	234.7
2	-99.820	752.636	1958.759	90.912	7.7209	30.2208	1.2352	29.2792	17.5278	234.9
3	-88.497	748.427	1920.546	92.686	7.8387	30.0978	1.2296	29.8964	18.0671	235.1
4	-84.264	743.258	1916.337	92.957	7.9138	30.0539	1.2301	30.1484	18.2868	235.3
5	-81.734	702.021	1911.168	88.768	7.9537	30.2041	1.2254	30.6331	18.3592	235.5
6	-71.349	5580.273	1869.931	777.645	8.1044	32.1882	1.1718	35.9784	18.2833	235.7
7	-23.833	6172.943	1829.818	928.649	8.7797	30.4649	1.2922	36.7602	22.3209	235.9
8	13.342	6724.251	2422.488	1085.271	12.0702	28.7324	1.5417	37.1951	27.6539	236.1
9	27.798	7086.599	2973.796	1179.429	14.8235	27.9211	1.6900	37.2803	30.3261	236.3
10	32.518	7216.402	3336.144	1213.967	16.5905	27.6516	1.7457	37.3101	31.2534	236.5
11	34.014	7257.383	3465.947	1225.136	17.2110	27.5647	1.7644	37.3230	31.5812	236.7
12	34.606	7267.769	3506.928	1228.731	17.4006	27.5380	1.7711	37.3429	31.6355	236.9
13	35.211	7259.988	3517.314	1229.689	17.4542	27.5359	1.7741	37.4092	31.6934	237.1
14	36.836	7213.279	3509.533	1228.386	17.4670	27.5656	1.7758	37.6520	31.8182	237.3
15	42.546	7015.414	3462.824	1218.034	17.4642	27.7055	1.7762	38.5826	32.2484	237.5
16	65.112	3750.455	3264.959	767.740	17.3835	28.3340	1.7697	42.6438	33.9197	237.7

"ANÁLISIS DE UNA TORRE DEHIDRATADORA CON REFRIGERADORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGÉNICO"

TABLA 5.5

TORRE DEHIDRATADORA SIN REFRIGERADORES LATERALES

COMPOSICIONES DE LAS CORRIENTES INTERNAS DE LA COLUMNA (1)

PLATO NO.	0 (2)		1		2		3		4	
	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL
METANO	0.462429	0.953761	0.462429	0.953761	0.282894	0.898174	0.242032	0.861198	0.228644	0.846246
ETANO	0.412240	0.044432	0.412240	0.044432	0.518184	0.097667	0.555929	0.132923	0.565137	0.146997
PROPANO	0.162105	0.001784	0.162105	0.001784	0.174434	0.004095	0.177398	0.005782	0.181375	0.006643
N-BUTANO	0.020115	0.000023	0.020115	0.000023	0.021217	0.000062	0.021354	0.000095	0.021537	0.000111
N-PENTANO	0.003111	0.000000	0.003111	0.000000	0.003271	0.000001	0.003287	0.000002	0.003307	0.000003
PLATO NO.	5		6		7		8		9	
CORRIENTE COMPONENTE	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL
METANO	0.221870	0.842370	0.195733	0.852700	0.093854	0.563711	0.033374	0.225828	0.010133	0.070085
ETANO	0.549671	0.149677	0.415616	0.135132	0.540580	0.397770	0.624229	0.102967	0.658821	0.843270
PROPANO	0.200567	0.007814	0.230790	0.011400	0.225911	0.035223	0.215357	0.063903	0.211101	0.077207
N-BUTANO	0.024232	0.000135	0.096485	0.000782	0.088017	0.002916	0.000385	0.006289	0.073325	0.008059
N-PENTANO	0.003658	0.000003	0.057456	0.000066	0.051738	0.000382	0.046655	0.001003	0.044620	0.001379
PLATO NO.	10		11		12		13		14	
CORRIENTE COMPONENTE	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL
METANO	0.002916	0.020244	0.000026	0.005739	0.000233	0.001618	0.000065	0.000455	0.000018	0.000127
ETANO	0.666853	0.888066	0.669441	0.908909	0.668962	0.903920	0.664440	0.902358	0.647850	0.894424
PROPANO	0.209864	0.081521	0.209806	0.082954	0.210891	0.083958	0.215125	0.086322	0.229548	0.094229
N-BUTANO	0.076379	0.006656	0.076120	0.008844	0.076127	0.008930	0.076476	0.009067	0.078188	0.009545
N-PENTANO	0.043988	0.001512	0.043886	0.001555	0.043780	0.001573	0.043885	0.001598	0.044388	0.001675
PLATO NO.	15		16 (2)							
CORRIENTE COMPONENTE	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL						
METANO	0.000005	0.000035	0.000001	0.000009						
ETANO	0.591848	0.865148	0.425188	0.765096						
PROPANO	0.272273	0.120883	0.348943	0.200925						
N-BUTANO	0.080296	0.011968	0.146133	0.028284						
N-PENTANO	0.047518	0.002026	0.007816	0.005712						

NOTAS: (1) SE PRESENTAN LAS CORRIENTES QUE ABANDONAN EL PLATO INDICADO  
 (2) PLATO 0 = CONDENSADOR; PLATO 16 = REFRIGERADOR. COMO ESTA TORRE NO TIENE CONDENSADOR,  
 EL VAPOR QUE SALE DEL PLATO 6 ES IDENTICO AL QUE SALE DEL PLATO 1



\*ANÁLISIS DE UNA TORRE DESHIDRATADORA CON REFRIGERADORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGÉNICO\*

TABLA 5.6

TORRE DESHIDRATADORA CON UN REFRIGERADOR LATERAL EN EL PLATO 6

COMPOSICIONES DE LAS CORRIENTES INTERNAS DE LA COLUMNA (1)

PLATO NO.	0 (2)		1		2		3		4	
	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL
METANO	0.402361	0.953753	0.402361	0.953753	0.282744	0.890133	0.241502	0.861059	0.228037	0.846435
ETANO	0.412270	0.044440	0.412270	0.044440	0.518305	0.097708	0.555734	0.133042	0.564153	0.146775
PROPANO	0.162137	0.001785	0.162138	0.001785	0.174464	0.004096	0.177690	0.005802	0.182091	0.006675
N-BUTANO	0.020120	0.000023	0.020120	0.000023	0.021217	0.000062	0.021382	0.000096	0.021603	0.000112
N-PENTANO	0.003112	0.000000	0.003112	0.000000	0.003271	0.000001	0.003291	0.000002	0.003317	0.000003

PLATO NO.	5		6		7		8		9	
	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL
METANO	0.222167	0.843092	0.194902	0.850152	0.100156	0.594464	0.037701	0.255037	0.011879	0.082490
ETANO	0.546983	0.148873	0.406532	0.133261	0.522889	0.368491	0.609716	0.674131	0.646247	0.825062
PROPANO	0.202713	0.007895	0.240289	0.011787	0.232043	0.033919	0.221143	0.005822	0.216196	0.078803
N-BUTANO	0.024409	0.000137	0.099134	0.000731	0.091194	0.002710	0.083114	0.002256	0.079596	0.004238
N-PENTANO	0.003698	0.000003	0.059143	0.000069	0.053717	0.000356	0.048326	0.000583	0.045981	0.001407

PLATO NO.	10		11		12		13		14	
	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL
METANO	0.003511	0.024489	0.001018	0.007104	0.000293	0.002047	0.000080	0.000589	0.000024	0.000169
ETANO	0.857997	0.881034	0.661206	0.896427	0.661016	0.900301	0.856867	0.899312	0.641212	0.891587
PROPANO	0.114805	0.083956	0.214638	0.085667	0.215614	0.086729	0.219554	0.089015	0.233166	0.096615
N-BUTANO	0.078463	0.008954	0.078139	0.009183	0.078121	0.009282	0.078403	0.009420	0.080070	0.009889
N-PENTANO	0.045223	0.001567	0.044999	0.001619	0.044957	0.001640	0.045051	0.001666	0.045329	0.001742

PLATO NO.	15		16 (2)	
	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL
METANO	0.000006	0.000047	0.000001	0.000012
ETANO	0.587627	0.863216	0.425088	0.765079
PROPANO	0.274014	0.122445	0.340954	0.200933
N-BUTANO	0.089758	0.012283	0.146139	0.028209
N-PENTANO	0.048595	0.002690	0.007018	0.005172

NOTAS:

(1) SE PRESENTAN LAS CORRIENTES QUE ABANDONAN EL PLATO INDICADO

(2) PLATO 0 = CONDENSADOR; PLATO 16 = REFRIGERADOR. COMO ESTA TORRE NO TIENE CONDENSADOR, EL VAPOR QUE SALE DEL PLATO 0 ES IDENTICO AL QUE SALE DEL PLATO 1

"ANÁLISIS DE UNA TORRE DESHIDRATADORA CON RESEVEDORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGÉNICO"

TABLA 5.7

TORRE DESHIDRATADORA CON UN RESEVEDOR LATERAL EN EL PLATO 9

COMPOSICIONES DE LAS CORRIENTES INTERNAS DE LA COLUMNA (1)

PLATO NO.	8 (2)		1		2		3		4	
	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL
HEPTANO	0.482447	0.953763	0.482447	0.953762	0.282946	0.898183	0.242137	0.861286	0.228688	0.846308
HEXANO	0.412226	0.444438	0.412226	0.444438	0.518093	0.097656	0.555832	0.132838	0.565163	0.146941
PROPANO	0.162162	0.081784	0.162162	0.081784	0.174467	0.064897	0.177389	0.057778	0.181314	0.066637
N-BUTANO	0.828114	0.000023	0.828114	0.000023	0.821223	0.000062	0.821355	0.000095	0.821529	0.000111
N-PENTANO	0.803111	0.000000	0.803111	0.000000	0.803272	0.000001	0.803287	0.000002	0.803306	0.000003
PLATO NO.	5		6		7		8		9	
HEPTANO	0.221806	0.842317	0.195628	0.852579	0.093704	0.563425	0.033173	0.225722	0.010327	0.071782
HEXANO	0.549788	0.149731	0.415618	0.135235	0.539440	0.397769	0.616256	0.780518	0.648590	0.838731
PROPANO	0.205524	0.091813	0.234885	0.011416	0.226871	0.035490	0.220211	0.066158	0.215914	0.079691
N-BUTANO	0.824224	0.00135	0.896412	0.888783	0.888189	0.882932	0.882465	0.886552	0.879349	0.888361
N-PENTANO	0.002657	0.000003	0.857457	0.000066	0.851796	0.000284	0.047896	0.001049	0.045819	0.001434
PLATO NO.	10		11		12		13		14	
HEPTANO	0.003040	0.821287	0.888888	0.006142	0.888253	0.001769	0.000073	0.000508	0.008821	0.008145
HEXANO	0.658821	0.884844	0.661565	0.897358	0.661239	0.900620	0.657048	0.899452	0.641364	0.891668
PROPANO	0.214621	0.084188	0.214513	0.081692	0.215506	0.084694	0.219456	0.088963	0.221084	0.096545
N-BUTANO	0.878360	0.008987	0.078019	0.009188	0.078073	0.005278	0.078399	0.009413	0.080028	0.089882
N-PENTANO	0.045158	0.081575	0.844962	0.881620	0.844929	0.001640	0.045825	0.081644	0.045504	0.001741
PLATO NO.	15		16 (2)							
HEPTANO	0.000006	0.000048	0.000001	0.000010						
HEXANO	0.587727	0.863264	0.625111	0.765888						
PROPANO	0.273969	0.122410	0.348941	0.208925						
N-BUTANO	0.889726	0.812197	0.146132	0.828284						
N-PENTANO	0.048572	0.402888	0.887814	0.085773						

NOTAS: (1) SE PRESENTAN LAS CORRIENTES QUE ABANDONAN EL PLATO INDICADO  
 (2) PLATO 0 = CONDENSADOR; PLATO 16 = RESEVEDOR. COMO ESTA TORRE NO TIENE CONDENSADOR, EL VAPOR QUE SALE DEL PLATO 0 ES IDENTICO AL QUE SALE DEL PLATO 1

"ANÁLISIS DE UNA TORRE DESEMETANIZADORA CON RESERVIDORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGÉNICO"

TABLA 5.0

TORRE DESEMETANIZADORA CON DOS RESERVIDORES LATERALES,  
UNO EN EL PLATO 6 Y OTRO EN EL PLATO 8

COMPOSICIONES DE LAS CORRIENTES INTERNAS DE LA COLUMNA (1)

PLATO NO.	0 (2)		1		2		3		4	
CORRIENTE COMPONENTE	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL
METANO	0.402484	0.953772	0.402484	0.953772	0.283127	0.898293	0.242487	0.861595	0.229111	0.846825
ETANO	0.412167	0.044421	0.412167	0.044421	0.517771	0.097545	0.555224	0.132530	0.564230	0.146423
PROPANO	0.162121	0.001784	0.162121	0.001784	0.174589	0.004098	0.177615	0.005770	0.181772	0.006438
N-BUTANO	0.026117	0.000023	0.026117	0.000023	0.021238	0.000062	0.021382	0.000095	0.021567	0.000111
N-PENTANO	0.003111	0.000000	0.003111	0.000000	0.003274	0.000001	0.003291	0.000002	0.003311	0.000003
PLATO NO.	5		6		7		8		9	
CORRIENTE COMPONENTE	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL
METANO	0.221964	0.842952	0.194569	0.853703	0.099773	0.593241	0.037353	0.254193	0.012099	0.084441
ETANO	0.547548	0.149930	0.406845	0.133668	0.522147	0.369367	0.601659	0.672295	0.637152	0.824196
PROPANO	0.024403	0.007879	0.240341	0.011826	0.230308	0.034240	0.052763	0.065978	0.221221	0.081348
N-BUTANO	0.024404	0.000136	0.099117	0.000733	0.091323	0.002793	0.085270	0.006503	0.081697	0.008551
N-PENTANO	0.003680	0.000003	0.059128	0.000069	0.053749	0.000359	0.049615	0.001032	0.047231	0.001464
PLATO NO.	10		11		12		13		14	
CORRIENTE COMPONENTE	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL
METANO	0.003666	0.025693	0.001088	0.007628	0.000321	0.002248	0.000094	0.000660	0.000027	0.000193
ETANO	0.649721	0.876666	0.653118	0.892628	0.653099	0.896815	0.649287	0.896052	0.634555	0.888703
PROPANO	0.219665	0.086709	0.219439	0.088511	0.220312	0.089578	0.223971	0.091767	0.236776	0.099050
N-BUTANO	0.000512	0.009199	0.000161	0.009544	0.000125	0.009648	0.000422	0.009785	0.001963	0.010243
N-PENTANO	0.046437	0.001632	0.046195	0.001688	0.046143	0.001711	0.046227	0.001736	0.046479	0.001812
PLATO NO.	15		16 (2)							
CORRIENTE COMPONENTE	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL	LIQUIDO X, MOL	VAPOR Y, MOL						
METANO	0.000008	0.000055	0.000002	0.000014						
ETANO	0.580396	0.861253	0.425135	0.765103						
PROPANO	0.275746	0.124032	0.348926	0.209989						
N-BUTANO	0.091238	0.012505	0.146126	0.028202						
N-PENTANO	0.049628	0.002155	0.007010	0.005772						

NOTAS: (1) SE PRESENTAN LAS CORRIENTES QUE ABANDONAN EL PLATO INDICADO  
(2) PLATO 0 = CONDENSADOR; PLATO 16 = REEFRESCADOR. COMO EN LA TORRE NO TIENE CONDENSADOR, EL VAPOR QUE SALE DEL PLATO 0 ES IDENTICO AL QUE SALE DEL PLATO 1

#### 5.4 Análisis Comparativo

Partiendo del balance de materia y energía y de los perfiles de operación de la torre, en esta sección se presentan tablas y figuras en los que se comparan las principales características de su comportamiento bajo los cuatro casos planteados. Como se mencionó en las bases del análisis en todos los casos - se fijó como base un 66 % de recuperación de etano en los fondos de la columna.

En primera instancia, en la Tabla 5.9 se presentan en forma resumida los balances de materia que se obtendrían en la planta criogénica. En todos ellos la suma de flujo molares de las salidas corresponde exactamente al total de gas alimentado -- (21,958.924 LB-MOL/H). No obstante, en el caso 4 (dos rehervidores laterales) se presenta una pequeña desviación en el balance interno, que ocasiona que 0.190 LB-MOL/H se obtengan de más en los fondos de la torre a costa del gas residual. Esta diferencia (0.0051 % del flujo de licuables) no es significativa.

En la Tabla 5.10 y las Figuras 5.3 a 5.6 se muestran los resultados del balance de materia en la columna desmetanizadora para los cuatro casos de estudio. En forma similar a lo men -

"ANÁLISIS DE UNA TORRE DESMANTAZADORA CON RESERVIDORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGÉNICO"

TABLA 5.9

BALANCE DE MATERIA EN LA PLANTA CRIOGÉNICA

TABLA COMPARATIVA DE LOS CUATRO CASOS

(FLUJOS EN LB-MOL/S)

CASO	CARGA A LA PLANTA	GAS RESIDUAL			LICUABLES	GAS RESIDUAL
						LICUABLES
		GAS LIBERADO EN EL DOMO DE LA TORRE				GAS RESIDUAL + LICUABLES
(CORRIENTE 1)	(CORRIENTE 16)	(CORRIENTE 17)	(CORRIENTE 24)	(CORRIENTE 14)	(TOTAL DE SALIDAS)	
SIN RESERVIDOR LATERAL	21950.920	15099.900	2308.759	10208.659	3750.265	21950.924
RESERVIDOR LATERAL EN EL PLATO 6	21950.920	15099.900	2308.759	10208.659	3750.265	21950.924
RESERVIDOR LATERAL EN EL PLATO 8	21950.920	15099.900	2308.759	10208.659	3750.265	21950.924
RESERVIDORES LATERALES EN PLATOS 6 Y 8	21950.920	15099.710	2308.759	10208.469	3750.455	21950.924

**\*ANALISIS DE UNA TORRE DESMANTADORA CON REFRIGERADORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGENICO\***

**TABLA 5.10**

**BALANCE DE MATERIA EN LA TORRE DESMANTADORA**

**TABLA COMPARATIVA DE LOS CUATRO CASOS**

**(FLUJOS EN LB-MOL/H)**

CASO	ALIMENTACIONES A LA TORRE			EXTRACCIONES DE LA TORRE		
	SUPERIOR (CORRIENTE 12)	INTERMEDIA (CORRIENTE 10)	TOTAL	DEMOS (CORRIENTE 16)	FONDOS (CORRIENTE 14)	TOTAL
SIN REFRIGERADOR LATERAL	14731.800	4918.365	19650.165	15899.900	3750.265	19650.165
REFRIGERADOR LA- TERAL EN EL -- PLATO 6	14731.800	4918.365	19650.165	15899.900	3750.265	19650.165
REFRIGERADOR LA- TERAL EN EL -- PLATO 8	14731.800	4918.365	19650.165	15899.900	3750.265	19650.165
REFRIGERADORES - LATERALES EN - PLATOS 6 Y 8	14731.800	4918.365	19650.165	15899.710	3750.455	19650.165

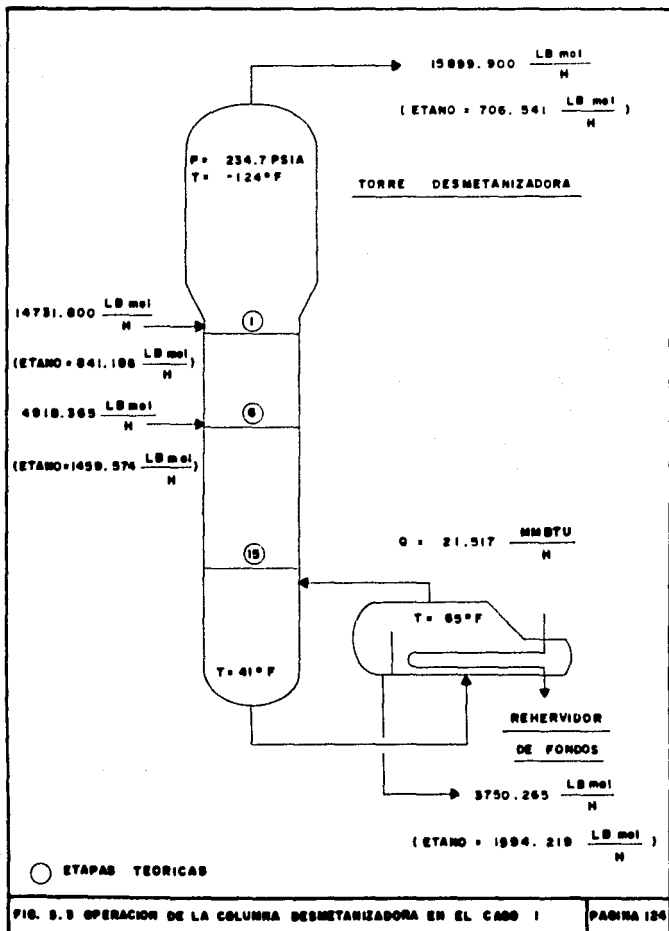
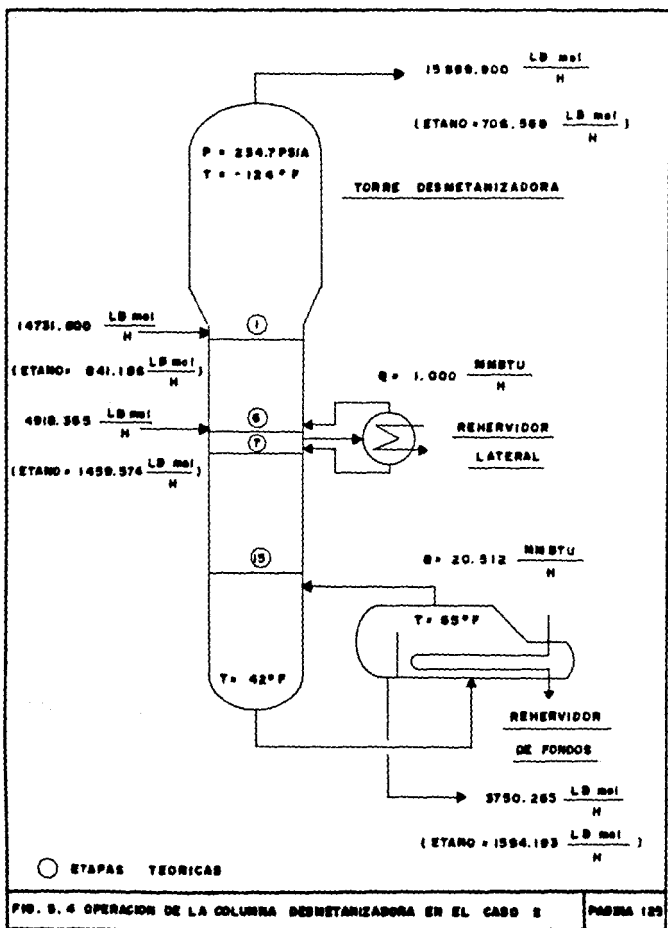


FIG. 5.5 OPERACION DE LA COLUMNA DESMETANIZADORA EN EL CASO I





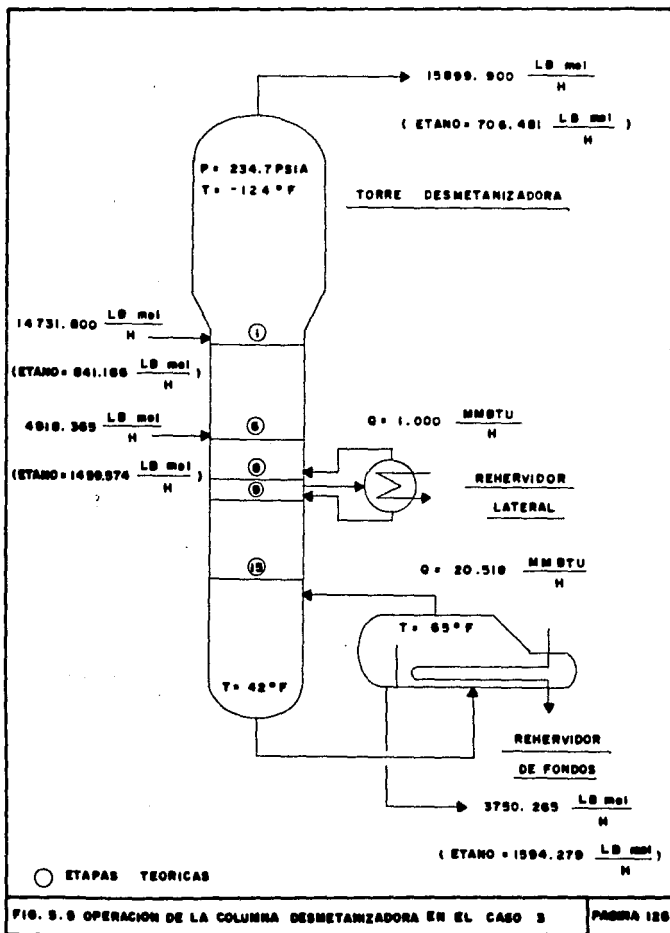
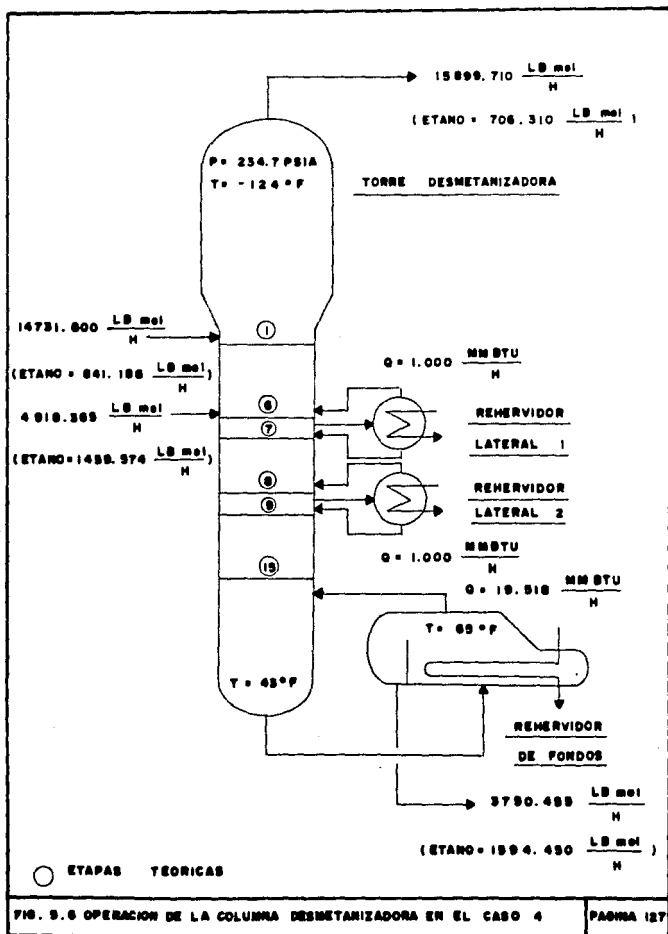


FIG. 5.9 OPERACION DE LA COLUMNA DESMETANIZADORA EN EL CASO 3



cionado anteriormente y dado que se fijó una misma recuperación, sólo se presenta una mínima diferencia en el caso 4 en cuanto a los flujos de gas residual y licuables, pero el balance de materia se cumple en forma precisa.

Las Tablas 5.11 y 5.12 incluyen, también para los cuatro casos, el balance de etano en la planta criogénica y en la torre de desmetanizado respectivamente. En la primera de estas tablas, al comparar la columna de "Flujo de Etano en la Carga" (tercera columna) con la de "Etano en el Gas + Etano en Licuables" (penúltima columna), se puede observar que el balance global de etano en la planta es correcto. En la última columna de esta tabla, se indican las recuperaciones de etano que se alcanzaron en los casos de estudio, siendo en todos del 66 % respecto al etano contenido en la carga a la planta. La otra tabla presenta el balance de etano en la torre y se observa que los flujos de alimentación de etano y de extracción en el gas residual y los licuables representan un balance con una convergencia adecuada. Estos balances también se muestran en las Figuras 5.3 a 5.6 ya mencionadas.

Por otro lado, en la Tabla 5.13 se muestran los balances de energía en la columna. En las primeras dos columnas están las entalpías de las dos corrientes de alimentación a la torre, -

"ANALISIS DE UNA TORRE DESMETANIZADORA CON RESERVADORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGENICO"

TABLA 5.11

BALANCE DE ETANO EN LA PLANTA CRIOGENICA

TABLA COMPARATIVA DE LOS CUATRO CASOS

(FLUJOS EN LB-MOL/H)

CASO	ETANO EN LA CARGA A LA PLANTA			ETANO EN EL GAS DEL DOMO DE LA TORRE			ETANO LIBERADO EN EL GAS DEL TANQUE DE EXPANSION			ETANO EN LOS LICUABLES C2(+)			ETANO EN EL GAS + ETANO EN LICUABLES	% DE ETANO RECUPERADO EN LOS LICUABLES
	FLUJO DE CARGA (CORRIENTE 1)	FRACCION MOL DE ETANO EN LA CARGA	FLUJO DE ETANO EN LA CARGA	FLUJO DE GAS (CORRIENTE 16)	FRACCION MOL DE ETANO EN EL GAS	FLUJO DE ETANO EN EL GAS	FLUJO DE GAS (CORRIENTE 11)	FRACCION MOL DE ETANO EN EL GAS	FLUJO DE ETANO EN EL GAS	FLUJO DE LICUABLES (CORRIENTE 14)	FRACCION MOL DE ETANO EN LICUABLES	FLUJO DE ETANO EN LICUABLES		
SIN RESERVADOR LATERAL	21958.920	0.11000	2415.481	15899.900	0.04444	706.542	2308.759	0.04969	114.718	3750.265	0.42510	1594.221	2415.481	66.000
RESERVADOR LATERAL EN EL PLATO 6	21958.920	0.11000	2415.481	15899.900	0.04444	706.544	2308.759	0.04969	114.718	3750.265	0.42509	1594.218	2415.481	66.000
RESERVADOR LATERAL EN EL PLATO 8	21958.920	0.11000	2415.481	15899.900	0.04443	706.487	2308.759	0.04969	114.718	3750.265	0.42511	1594.276	2415.481	66.002
RESERVADORES LATERALES EN PLATOS 6 Y 8	21958.920	0.11000	2415.481	15899.710	0.04442	706.344	2308.759	0.04969	114.718	3750.455	0.42513	1594.419	2415.481	66.008

"ANÁLISIS DE UNA TORRE DESMETANIZADORA CON RESERVIDORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGÉNICO"

TABLA 5.12

BALANCE DE ETANO EN LA TORRE DESMETANIZADORA

TABLA COMPARATIVA DE LOS CUATRO CASOS

(FLUJOS EN LB-MOL/H)

CASO	ALIMENTACIONES A LA TORRE						ETANO TOTAL ALIMENTADO	EXTRACCIONES DE LA TORRE						ETANO TOTAL EXTRAÍDO
	ALIMENTACION SUPERIOR			ALIMENTACION INTERMEDIA				CORRIENTE DE DOMOS			CORRIENTE DE FONDOS			
	FLUJO (CORRIENTE 12)	FRACCION MOL DE ETANO	FLUJO DE ETANO	FLUJO (CORRIENTE 10)	FRACCION MOL DE ETANO	FLUJO DE ETANO		FLUJO (CORRIENTE 16)	FRACCION MOL DE ETANO	FLUJO DE ETANO	FLUJO (CORRIENTE 14)	FRACCION MOL DE ETANO	FLUJO DE ETANO	
SIN RESERVIDOR LATERAL	14731.800	0.05710	841.186	4918.365	0.29676	1459.574	2300.760	15899.900	0.04444	706.541	3750.265	0.42510	1594.219	2300.760
RESERVIDOR LA- TERAL EN EL -- PLATO 6	14731.800	0.05710	841.186	4918.365	0.29676	1459.574	2300.760	15899.900	0.04444	706.560	3750.265	0.42509	1594.193	2300.760
RESERVIDOR LA- TERAL EN EL -- PLATO 8	14731.800	0.05710	841.186	4918.365	0.29676	1459.574	2300.760	15899.900	0.04443	706.401	3750.265	0.42511	1594.279	2300.760
RESERVIDORES - LATERALES EN - PLATOS 6 Y 8	14731.800	0.05710	841.186	4918.365	0.29676	1459.574	2300.760	15899.710	0.04442	706.310	3750.455	0.42514	1594.450	2300.760

"ANÁLISIS DE UNA TORRE DESMISTIFICADORA CON REFRIGERADORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGÉNICO"

TABLA 5.13

BALANCE DE ENERGÍA EN LA TORRE DESMISTIFICADORA

TABLA COMPARATIVA DE LOS CUATRO CASOS

(MJ/MTU/H)

CASO	ENTRADAS A LA TORRE					EXTRACCIONES DE LA TORRE		
	ENTALPIA DE ALIMENTACIÓN SUPERIOR (CORRIENTE 12)	ENTALPIA DE ALIMENTACIÓN INTERMEDIA (CORRIENTE 10)	CARGA TÉRMICA DEL REFRIGERADOR DE FONDOS	CARGA TÉRMICA DEL REFRIGERADOR LATERAL 1	CARGA TÉRMICA DEL REFRIGERADOR LATERAL 2	ENTALPIA DE FONDOS (CORRIENTE 16)	ENTALPIA DE FONDOS (CORRIENTE 14)	TOTAL
SEN REFRIGERADOR LATERAL	31.890	-17.981	21.517	0.000	0.000	35.425	39.185	-3.760 35.424
REFRIGERADOR LATERAL EN EL PLATO 6	31.890	-17.981	20.512	1.000	0.000	35.421	39.184	-3.761 35.422
REFRIGERADOR LATERAL EN EL PLATO 8	31.890	-17.981	20.510	0.000	1.000	35.421	39.185	-3.760 35.626
REFRIGERADORES LATERALES EN PLATOS 6 Y 8	31.890	-17.981	19.510	1.000	1.000	35.427	39.185	-3.760 35.626

(corrientes 10 y 12), en la columna siguiente se indican las cargas térmicas requeridas por el rehervidor de fondos. Se observa que en los tres casos que incluyen rehervidores laterales se reduce el requerimiento energético de este rehervidor respecto al caso base. Esta reducción corresponde prácticamente a las cargas térmicas añadidas en los rehervidores laterales (columnas 4 y 5) ya que el total de energía suministrada a la torre (columna 6) se mantiene constante en todos los casos. Considerando que la recuperación de etano es la misma en los cuatro casos, esto significa que los requerimientos energéticos de una separación dada no se modifican al distribuir el suministro de energía a lo largo de la torre. La información restante en la tabla señala que el total de energía que entra a la columna es prácticamente el mismo que el que sale y que es la misma cantidad para todos los casos.

En la Tabla 5.14 se presenta una comparación de los flujos molares de vapor en la columna desmetanizadora. Estos valores se grafican en la Figura 5.7. En ésta, las variaciones que ocurren entre los cuatro casos son difícilmente apreciables ya que para la mayor parte de los platos los flujos de vapor son del orden de 2,000 a 4,000 LB-MOL/H, mientras que en la parte superior de la torre se presenta un flujo cercano a 16,000 -- LB-MOL/H. Dado que este valor se debe en la mayor proporción-

"ANALISIS DE UNA TORRE DESMETANIZADORA CON REHERVIDORES  
LATERALES EN UN PROCESO CRIOGENICO"

TABLA 5.14

COMPARACION DE FLUJOS MOLARES DE VAPOR EN LA COLUMNA

FLUJOS EN LB-MOL/H

PLATO	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4
0	15899.900	15899.900	15899.900	15899.710
1	15899.900	15899.900	15899.900	15899.710
2	1958.790	1958.723	1958.853	1958.759
3	1920.370	1919.828	1920.589	1920.546
4	1916.003	1915.588	1916.243	1916.337
5	1911.252	1910.952	1911.373	1911.168
6	1872.486	1870.285	1872.452	1869.931
7	1994.004	1829.533	1993.733	1829.818
8	2665.949	2425.503	2660.764	2422.488
9	3408.104	3157.492	3220.551	2973.796
10	3756.582	3533.712	3557.679	3336.144
11	3872.103	3664.680	3672.373	3465.947
12	3906.465	3704.892	3707.392	3506.928
13	3913.481	3714.319	3715.285	3517.314
14	3901.389	3704.623	3705.136	3509.533
15	3642.857	3652.200	3652.550	3462.824
16	3607.923	3436.150	3436.347	3264.959



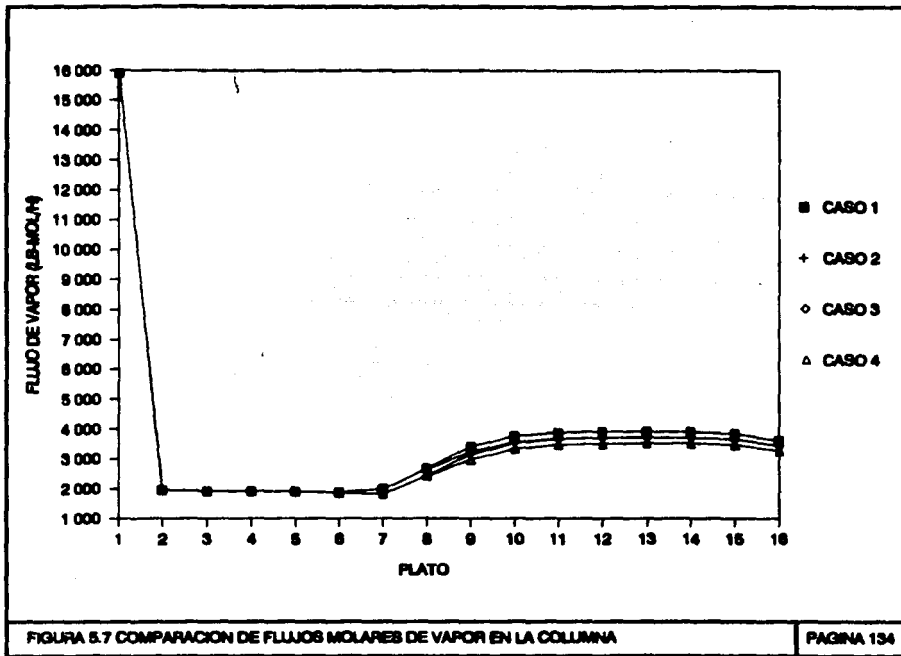


FIGURA 5.7 COMPARACION DE FLUJOS MOLARES DE VAPOR EN LA COLUMNA

al vapor contenido en la alimentación superior, en la Figura-5.8 es omitido a fin de tener una mejor visión del comportamiento de la columna. En dicha figura, se observa que de la etapa 2 a la etapa 6 los flujos molares de vapor son idénticos en los cuatro casos. A partir de este punto, los casos 1 y 3 (torre sin rehedvidores laterales y torre con rehedvidor lateral en el plato 8 respectivamente) que no incluyen rehedvidor lateral en la etapa 6, requieren mayor cantidad de vapor que la utilizada en los casos 2 y 4 (torre con rehedvidor lateral en el plato 6 y torre con dos rehedvidores laterales en los platos 6 y 8). En forma similar, al llegar a la etapa 8, el caso 3 y el caso 4, que incluyen un rehedvidor lateral en esa etapa, requieren menores flujos de vapor que el caso 1 y el caso 2 respectivamente, lo que origina que se separen las curvas de los cuatro casos. Siguiendo las tendencias, la curva del caso 1 (que no utiliza rehedvidores) se mantiene con los requerimientos más altos de vapor hasta llegar a la etapa que corresponde al rehedvidor; las curvas de los casos 2 y 3 (que utilizan un rehedvidor lateral de la misma carga térmica pero en diferente etapa), se unen a partir de la etapa 12, con lo que al llegar a la etapa del rehedvidor presentan un mismo requerimiento de vapor, que resulta menor al del caso anterior; la curva del caso 4 (que tiene dos rehedvidores laterales) se mantiene siempre con los requerimientos más bajos de vapor de

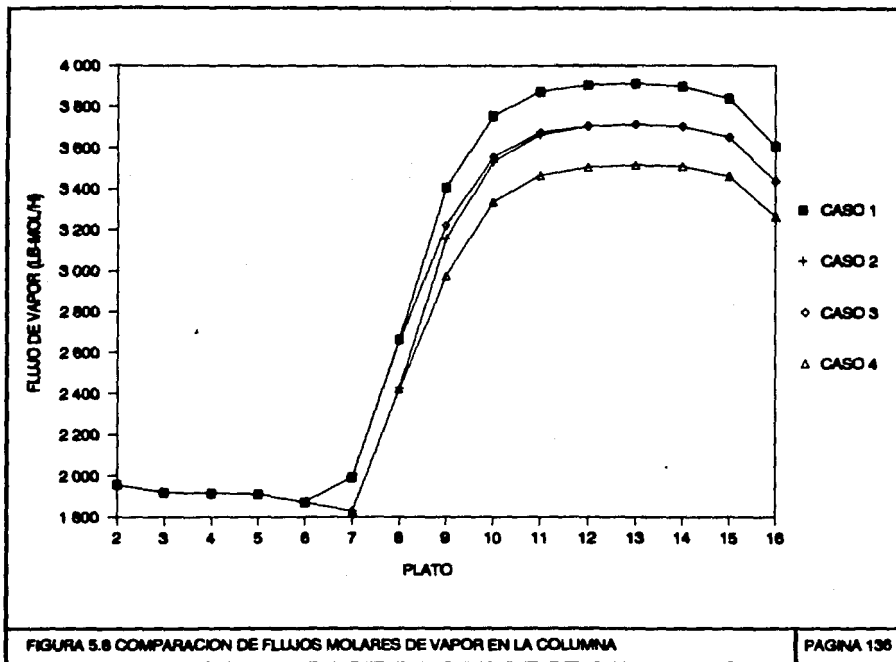


FIGURA 5.8 COMPARACION DE FLUJOS MOLARES DE VAPOR EN LA COLUMNA

los cuatro casos.

En la Tabla 5.15 y la Figura 5.9, se presenta una comparación de los perfiles de flujos molares de líquido con los que opera la torre desmetanizadora en los cuatro casos. El comportamiento presentado en la gráfica de la Figura 5.9 es prácticamente el mismo que el descrito para los flujos molares de vapor. Así, hasta la etapa 5, todos los casos operan con la misma cantidad de líquidos, a partir de este punto las curvas se separan llegando a establecer que el caso que opera sin rehervidores laterales operará con la mayor cantidad de líquidos, los casos con un rehervidor lateral utilizarán una menor cantidad y el caso con dos rehervidores laterales requerirá el perfil con los menores flujos molares. A diferencia de las curvas de flujos molares de vapor, todas las curvas terminan uniéndose en la última etapa. Esto se debe a que es la etapa que determina el flujo y características del producto de fondos de la columna, el cual se especificó en idéntica forma para los cuatro casos de estudio.

En la tabla 5.16 y en las Figuras 5.10 y 5.11 se muestran comparativamente los flujos volumétricos de vapor manejados en cada caso. Del mismo modo, en la Tabla 5.17 y la Figura 5.12, se comparan los flujos volumétricos de líquido de los cuatro-

**"ANALISIS DE UNA TORRE DESMETANIZADORA CON REHERVIDORES  
LATERALES EN UN PROCESO CRIOGENICO"**

**TABLA 5.15**

**COMPARACION DE FLUJOS MOLARES DE LIQUIDO EN LA COLUMNA**

**FLUJOS EN LB-MOL/H**

PLATO	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4
0	0.000	0.000	0.000	0.000
1	790.690	790.623	790.753	790.849
2	752.270	751.728	752.489	752.636
3	747.903	747.488	748.143	748.427
4	743.152	742.852	743.273	743.258
5	704.386	702.185	704.352	702.021
6	5744.269	5579.798	5743.998	5580.273
7	6416.214	6175.768	6411.029	6172.943
8	7158.369	6907.757	6970.816	6724.251
9	7506.847	7283.977	7307.944	7086.599
10	7622.368	7414.945	7422.638	7216.402
11	7656.730	7455.157	7457.657	7257.383
12	7663.746	7464.584	7465.550	7267.769
13	7651.654	7454.888	7455.401	7259.988
14	7593.122	7402.465	7402.815	7213.279
15	7358.188	7186.415	7186.612	7015.414
16	3750.265	3750.265	3750.265	3750.455

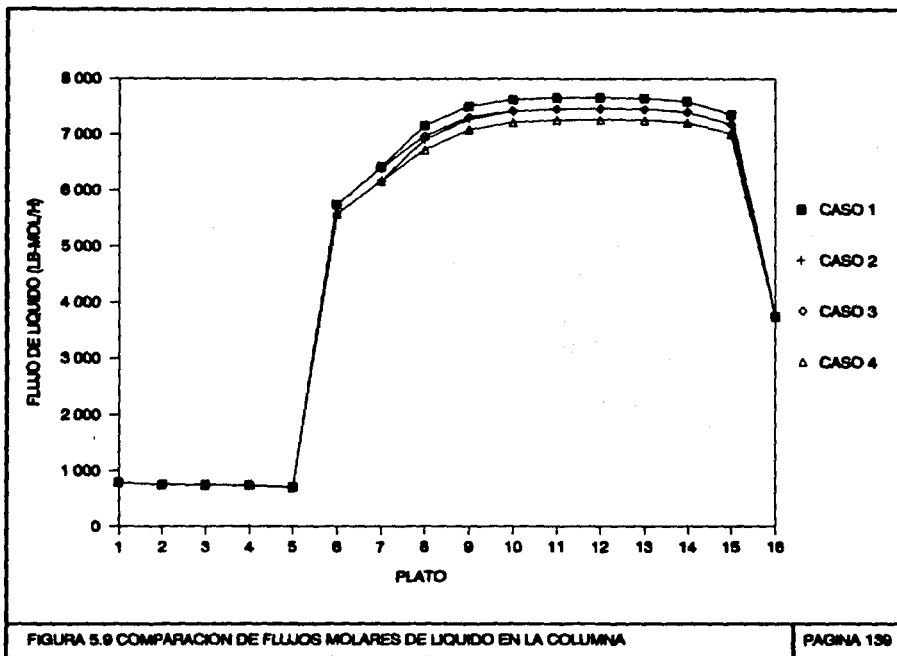


FIGURA 5.9 COMPARACION DE FLUJOS MOLARES DE LIQUIDO EN LA COLUMNA

"ANALISIS DE UNA TORRE DESMETANIZADORA CON REHVERIDORES  
LATERALES EN UN PROCESO CRIOGENICO"

TABLA 5.16

COMPARACION DE FLUJOS VOLUMETRICOS DE VAPOR EN LA COLUMNA

FLUJOS EN FT<sup>3</sup>/SEG

PLATO	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4
0	57.3330	57.3358	57.3322	57.3301
1	57.3330	57.3358	57.3322	57.3301
2	7.7228	7.7236	7.7225	7.7209
3	7.8414	7.8401	7.8415	7.8387
4	7.9157	7.9126	7.9164	7.9138
5	7.9534	7.9510	7.9545	7.9537
6	8.0964	8.1026	8.0973	8.1044
7	9.5935	8.7728	9.5962	8.7797
8	13.2283	12.0544	13.2348	12.0702
9	16.9017	15.7003	16.0099	14.8235
10	18.5885	17.5301	17.6462	16.5905
11	19.1350	18.1541	18.1906	17.2110
12	19.2913	18.3393	18.3506	17.4006
13	19.3314	18.3896	18.3935	17.4542
14	19.3374	18.3999	18.4016	17.4670
15	19.3257	18.3930	18.3941	17.4642
16	19.2097	18.2953	18.2962	17.3835

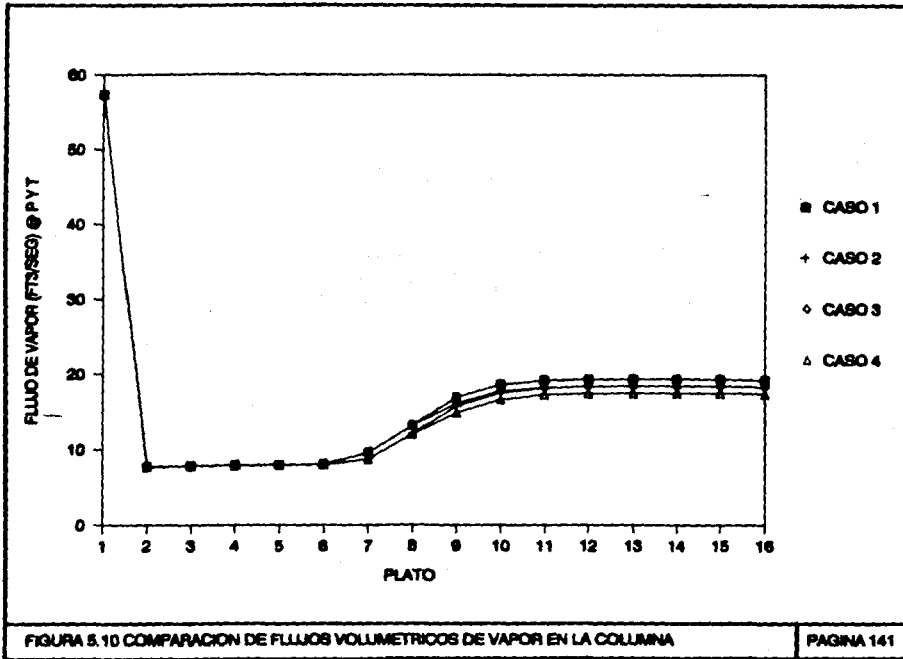
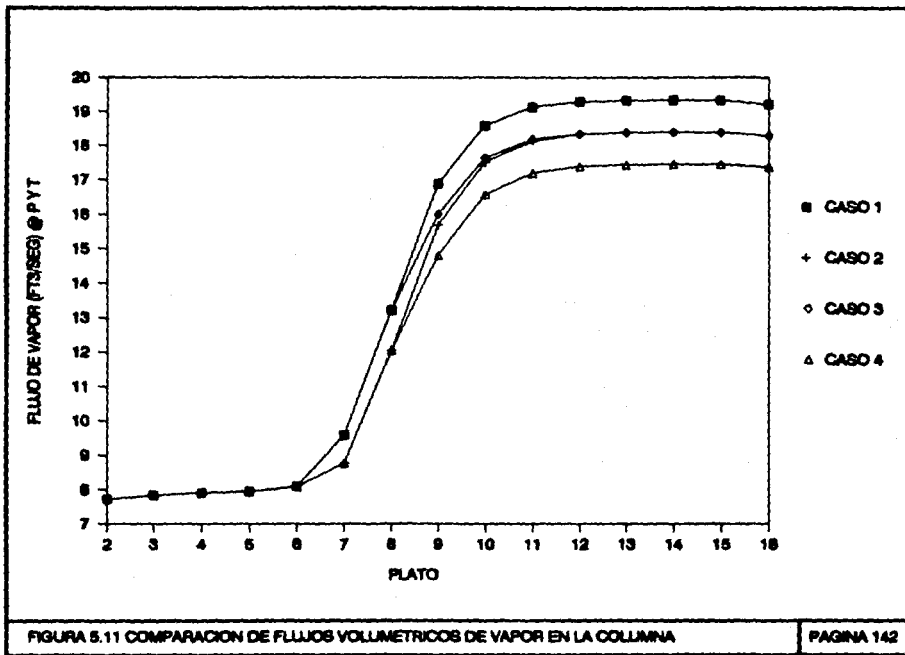


FIGURA 5.10 COMPARACION DE FLUJOS VOLUMETRICOS DE VAPOR EN LA COLUMNA





**"ANALISIS DE UNA TORRE DESMETANIZADORA CON REHERVIDORES  
LATERALES EN UN PROCESO CRIOGENICO"**

**TABLA 5.17**

**COMPARACION DE FLUJOS VOLUMETRICOS DE LIQUIDO EN LA COLUMNA**

**FLUJOS EN GPM**

PLATO	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4
0	0.000	0.000	0.000	0.000
1	89.999	89.995	90.005	90.015
2	90.875	90.817	90.900	90.912
3	92.642	92.606	92.665	92.686
4	92.963	92.932	92.974	92.957
5	89.029	88.784	89.027	88.768
6	796.964	777.400	797.007	777.645
7	967.256	928.381	967.009	928.649
8	1153.314	1110.793	1126.907	1085.271
9	1244.491	1208.729	1214.982	1179.429
10	1275.381	1243.646	1245.599	1213.967
11	1284.866	1254.658	1255.217	1225.136
12	1287.773	1258.106	1258.249	1228.731
13	1288.271	1258.892	1258.914	1229.689
14	1286.030	1257.149	1257.137	1228.386
15	1272.637	1245.314	1245.294	1218.034
16	703.714	703.720	703.713	703.740

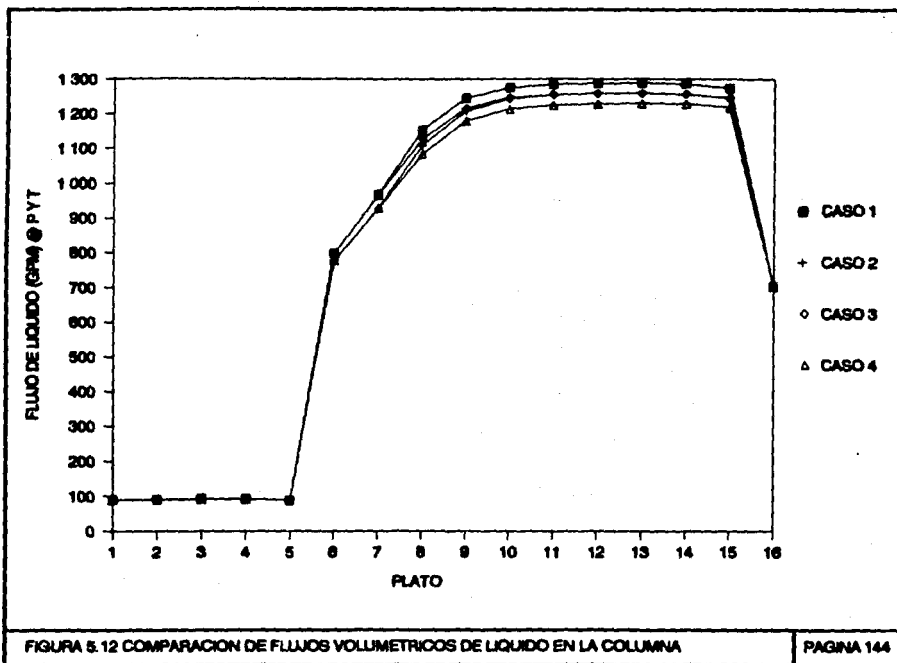


FIGURA 5.12 COMPARACION DE FLUJOS VOLUMETRICOS DE LIQUIDO EN LA COLUMNA

casos. El comportamiento es el mismo que el señalado al analizar los flujos molares, lo cual sugiere que el empleo de los rehervidores laterales ocasiona menor manejo de materiales y menores volúmenes para una separación dada, respecto a una operación convencional.

Las variaciones volumétricas que podrían deberse a cambios en presión y/o temperatura de operación, son mínimas, ya que en los cuatro casos se mantuvo el mismo número de etapas lo que significa una misma caída de presión en todos los casos en cada etapa y por ende un perfil de presiones de operación idéntico a lo largo de la columna. Complementariamente, en la Tabla 5.18 y en la Figura 5.13 se presentan los perfiles de temperatura de los cuatro casos, indicando dicha comparación que prácticamente se mantiene el mismo perfil ya sea que se incluya o no un rehervidor lateral.

En la Tabla 5.19 y las Figuras 5.14 y 5.15 se presentan para comparación los perfiles de composiciones de metano en las corrientes líquido y vapor de las diferentes etapas de la columna en porcentaje mol para los cuatro casos de estudio. El comportamiento del metano en la columna indica, tanto para el líquido como para el vapor, que las más altas concentraciones se presentan en las etapas superiores, ya que en esta zona es

"ANALISIS DE UNA TORRE DESMETANIZADORA CON REHERVIDORES  
LATERALES EN UN PROCESO CRIOGENICO"

TABLA 5.18

COMPARACION DE PERFILES DE TEMPERATURA

(TEMPERATURAS EN °F)

PLATO	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4
0	-124.023	-124.013	-124.026	-124.032
1	-124.023	-124.013	-124.026	-124.032
2	-99.760	-99.722	-99.773	-99.820
3	-88.362	-88.321	-88.393	-88.497
4	-84.118	-84.175	-84.132	-84.264
5	-81.717	-81.800	-81.696	-81.734
6	-71.939	-71.487	-71.894	-71.349
7	-20.995	-24.117	-20.836	-23.833
8	14.126	12.385	14.981	13.342
9	27.225	27.085	27.927	27.798
10	31.227	31.747	31.986	32.518
11	32.450	33.193	33.250	34.014
12	32.962	33.770	33.773	34.606
13	33.586	34.391	34.380	35.211
14	35.355	36.091	36.076	36.836
15	41.499	42.020	42.008	42.546
16	65.117	65.120	65.116	65.112

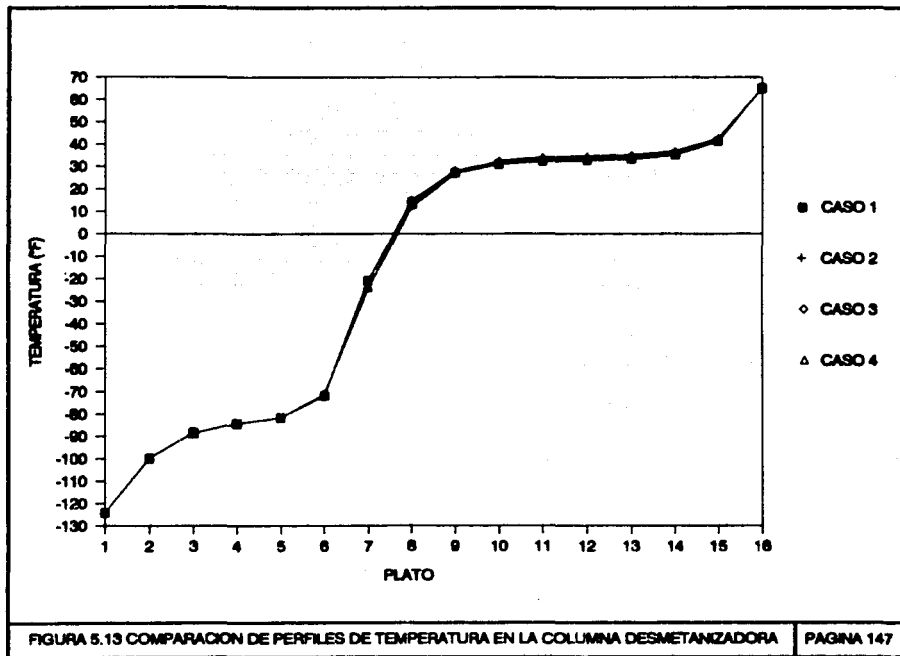


FIGURA 5.13 COMPARACION DE PERFILES DE TEMPERATURA EN LA COLUMNA DESMETANIZADORA

"ANÁLISIS DE UNA TORRE DECONTAMINADORA CON RESERVIDORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGENICO"

TABLA 5.19

PERFILES DE COMPOSICIONES DE METANO EN LAS CORRIENTES  
LIQUIDO Y VAPOR DE LA COLUMNA (% MOL)

COMPARACION DE LOS CUATRO CASOS

PLATO	CASO 1		CASO 2		CASO 3		CASO 4	
	L	V	L	V	L	V	L	V
0	0.402429	0.953761	0.402361	0.953753	0.402447	0.953763	0.402404	0.953772
1	0.402429	0.953761	0.402361	0.953753	0.402447	0.953762	0.402404	0.953772
2	0.202894	0.890174	0.202744	0.890133	0.202946	0.890103	0.203127	0.890293
3	0.242032	0.861190	0.241902	0.861059	0.242137	0.861206	0.242407	0.861595
4	0.220644	0.846246	0.220037	0.846435	0.220600	0.846300	0.229111	0.846825
5	0.221070	0.842370	0.222167	0.843092	0.221006	0.842317	0.221964	0.842952
6	0.195733	0.852700	0.194902	0.854152	0.195620	0.852579	0.194569	0.853703
7	0.093054	0.563711	0.100156	0.594464	0.093704	0.563425	0.099773	0.593241
8	0.033374	0.225030	0.037701	0.255037	0.033173	0.225722	0.037353	0.254193
9	0.010133	0.070005	0.011079	0.082490	0.010321	0.071702	0.012099	0.084441
10	0.002916	0.020244	0.003511	0.024409	0.003040	0.021201	0.003666	0.025693
11	0.000026	0.005739	0.001010	0.007104	0.000080	0.006142	0.001000	0.007620
12	0.000233	0.001610	0.000293	0.002047	0.000253	0.001769	0.000321	0.002240
13	0.000065	0.000455	0.000004	0.000500	0.000073	0.000500	0.000096	0.000660
14	0.000010	0.000127	0.000024	0.000160	0.000021	0.000145	0.000027	0.000193
15	0.000005	0.000035	0.000006	0.000047	0.000006	0.000040	0.000000	0.000055
16	0.000001	0.000009	0.000001	0.000012	0.000001	0.000010	0.000002	0.000014

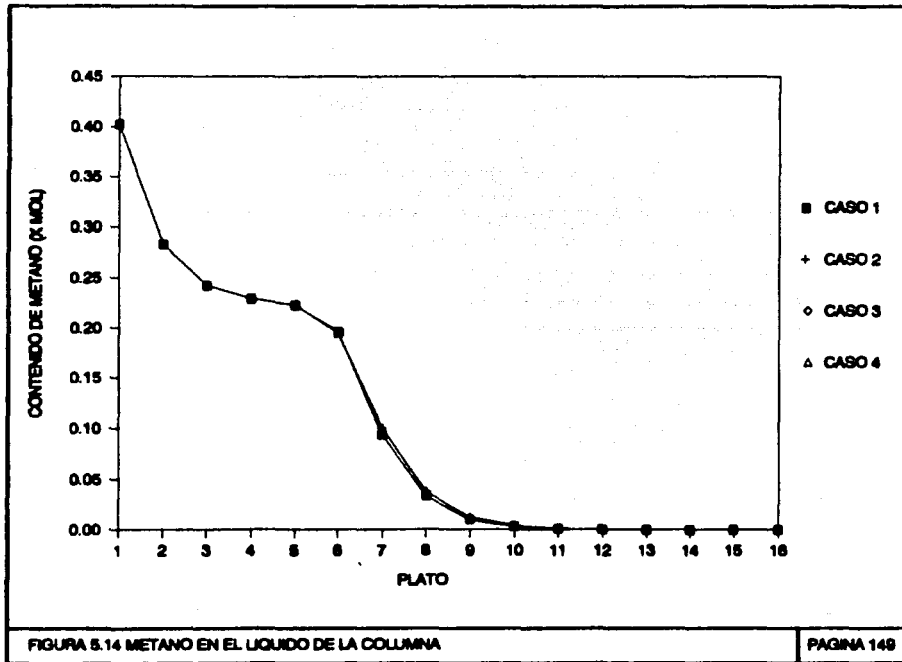


FIGURA 5.14 METANO EN EL LIQUIDO DE LA COLUMNA



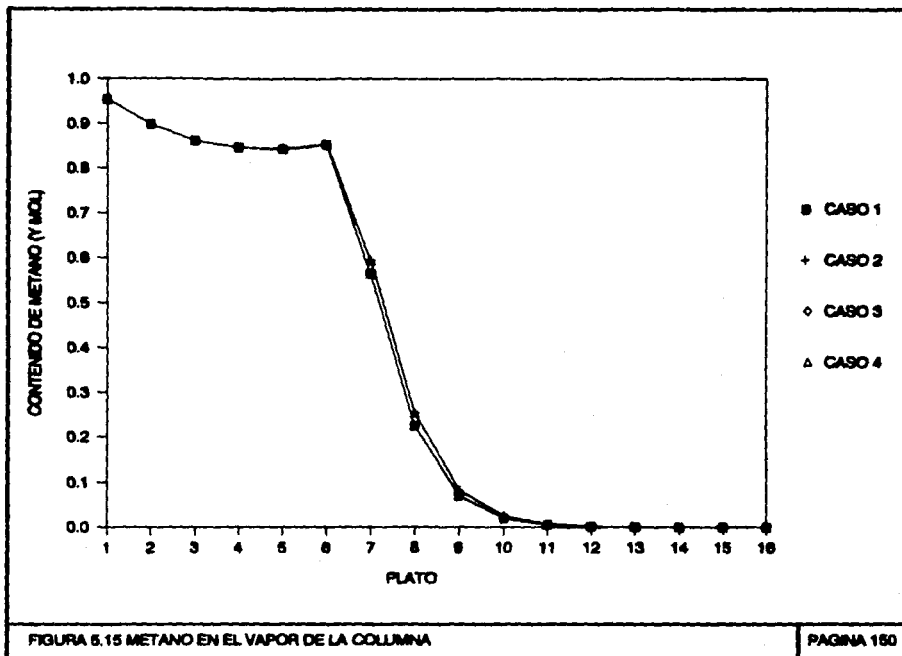


FIGURA 6.15 METANO EN EL VAPOR DE LA COLUMNA

donde se alimentan los líquidos con alto contenido de metano y también es el punto de donde se recuperará el metano como gas residual. A medida que se pasa a las etapas inferiores el metano tiende a desaparecer, ya que es en el fondo donde se recuperarán los licuables prácticamente libres de metano. Dado que las especificaciones de los productos se mantuvieron constantes en los cuatro casos de estudio, el comportamiento indicado es prácticamente el mismo con variaciones mínimas ocasionadas por la adición de los rehervidores laterales, puesto que en las etapas donde se incluyeron el contenido de metano disminuye rápidamente. Esta situación se confirma al observar las Figuras 5.14 y 5.15 citadas.

Por otro lado, en la Tabla 5.20 y en las Figuras 5.16 y 5.17 se presenta el comportamiento del etano en las corrientes líquido y vapor de cada etapa de la columna. En este caso el comportamiento general de este componente es diferente en el líquido y en el vapor. Siendo el etano el compuesto que se especifica con un 66 por ciento de recuperación deseada en los licuables, su contenido promedio es mayor en las etapas inferiores que en las superiores, tanto para las corrientes de vapor como para las de líquido. Sin embargo la concentración de etano en el vapor es menor que la del líquido para los platos superiores mientras que en los inferiores ocurre lo contra --

\*ANÁLISIS DE UNA TORRE DESMETALIZADORA CON RESERVIADORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGÉNICO\*

TABLA 5.20

PERFILES DE COMPOSICIONES DE STANO EN LAS CORRIENTES  
LÍQUIDO Y VAPOR DE LA COLUMNA (% MOL)

COMPARACION DE LOS CUATRO CASOS

PLATO	CASO 1		CASO 2		CASO 3		CASO 4	
	L	V	L	V	L	V	L	V
0	0.412240	0.044432	0.412270	0.044440	0.412226	0.044430	0.412167	0.044421
1	0.412240	0.044432	0.412270	0.044440	0.412226	0.044430	0.412167	0.044421
2	0.518184	0.097667	0.518305	0.097708	0.518093	0.097656	0.517771	0.097545
3	0.555929	0.132923	0.555734	0.133042	0.555832	0.132830	0.555224	0.132530
4	0.565137	0.146997	0.564153	0.146775	0.565163	0.146941	0.564230	0.146423
5	0.549671	0.149677	0.546983	0.148873	0.549788	0.149731	0.547548	0.149030
6	0.415616	0.135132	0.406532	0.133261	0.415610	0.135235	0.406845	0.133668
7	0.540588	0.397770	0.522889	0.368491	0.539440	0.397769	0.522147	0.369367
8	0.624229	0.702967	0.609716	0.674131	0.616256	0.700518	0.601659	0.672295
9	0.656821	0.843270	0.646247	0.829062	0.648590	0.838731	0.637752	0.824196
10	0.666853	0.888066	0.657997	0.881034	0.658821	0.884044	0.649721	0.876666
11	0.669441	0.909909	0.661206	0.896427	0.661565	0.897358	0.653118	0.892628
12	0.668962	0.903920	0.661016	0.900301	0.661239	0.900620	0.653099	0.896815
13	0.664448	0.902558	0.656867	0.899312	0.657048	0.899452	0.649287	0.896052
14	0.647858	0.894424	0.641212	0.891587	0.641364	0.891668	0.634555	0.888703
15	0.591848	0.865148	0.587627	0.863216	0.587727	0.863264	0.583396	0.861253
16	0.425108	0.765880	0.425888	0.765879	0.425111	0.765888	0.425135	0.765103

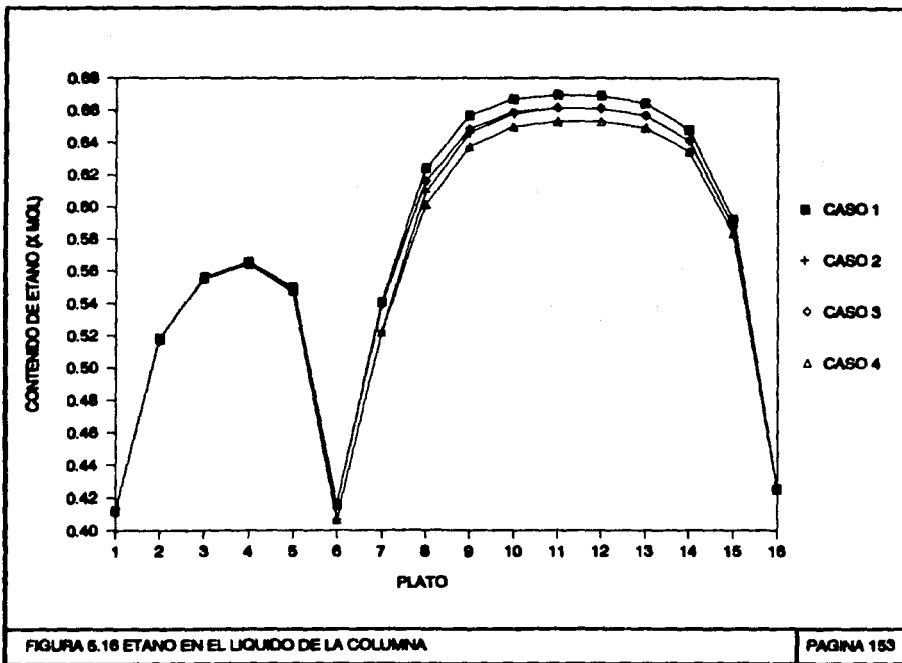


FIGURA 6.16 ETANO EN EL LIQUIDO DE LA COLUMNA

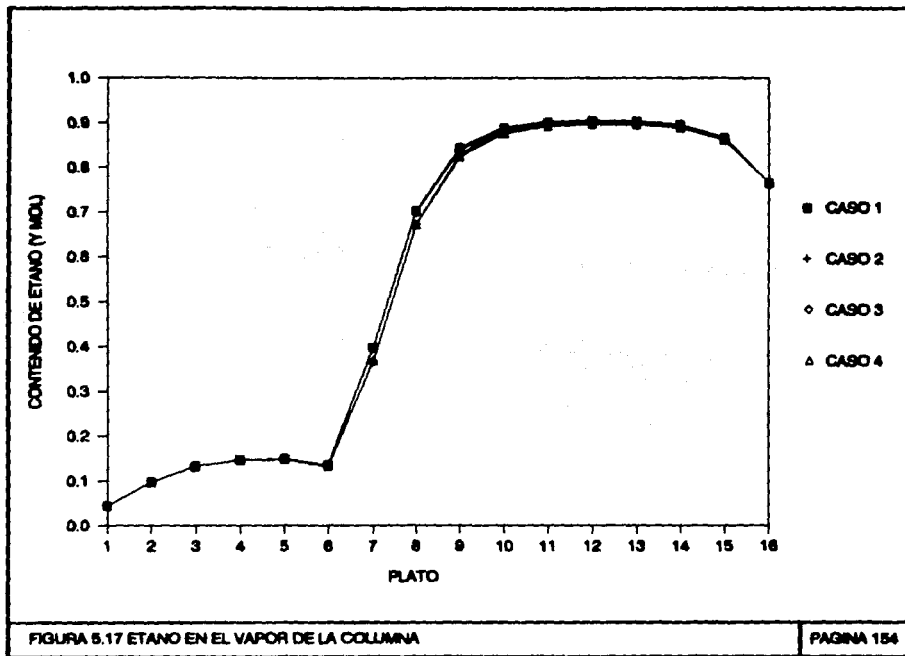


FIGURA 5.17 ETANO EN EL VAPOR DE LA COLUMNA

rio. Esto se debe a que en los vapores de la parte superior de la columna el etano va diluido en el metano junto con el cual constituye el gas residual, dando como resultado concentraciones bajas. Por su parte, los líquidos son básicamente los de la alimentación y contienen el total del etano que se recuperará en los fondos (mas un excedente que será agotado de la corriente líquida en su recorrido hasta el fondo), lo cual determina las altas concentraciones. En la sección inferior, habiendo desaparecido el metano, el vapor que se genera en el rehervidor para agotar los líquidos provenientes de la sección superior, está constituido principalmente de etano y el líquido tiene el etano especificado mas el resto de los líquidos, lo cual explica las mayores concentraciones en el vapor.

La utilización de los rehervidores laterales ocasiona ciertas diferencias en el comportamiento entre los cuatro casos, pero debe mencionarse que su importancia es relativa ya que a final de cuentas las composiciones en el domo y el fondo deberán ser las mismas puesto que esta condición es una de las bases del análisis. No obstante lo anterior, las gráficas muestran que en los casos con rehervidores laterales la concentración de etano es menor en los líquidos y vapores que circulan internamente en la columna, respecto al caso que no incluye -

tales equipos. Este comportamiento puede explicarse considerando que la distribución de energía a lo largo de la columna determina que la transferencia del etano entre las corrientes líquido y vapor también se distribuya. Esto significa que al reducirse la energía en el rehervidor de fondos por la inclusión de un rehervidor lateral en una etapa superior, el etano que se transfiere del líquido al vapor en el agotamiento del primero es también menor, pero al alcanzar las etapas en las que se suministra la energía complementaria, se completa al mismo tiempo la transferencia del etano, ocasionando que ésta se lleve a cabo en la misma magnitud en los cuatro casos estudiados. En esta forma, la concentración de etano se ve reducida en el vapor de las columnas con rehervidores laterales. Lo mismo ocurre con el líquido pero en este caso el componente que ocasiona la baja concentración de etano en los líquidos es el metano.

En la Tabla 5.21 y las Figuras 5.18 y 5.19 se presentan los perfiles de composición de propano para las corrientes líquidas y de vapor que circulan en la columna en los cuatro casos que se analizan. En general, para el líquido y para el vapor, el propano se encuentra en baja concentración en la parte superior de la columna, ya que se encuentra diluido en el metano y etano. A medida que estos componentes son agotados (casi

"ANÁLISIS DE UNA TORRE DESMUTARIZADORA CON RESERVIDORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGÉNICO"

TABLA 5.21

PERFILES DE COMPOSICIONES DE PROPANO EN LAS CORRIENTES  
LÍQUIDO Y VAPOUR DE LA COLUMNA (A MOL)

COMPARACION DE LOS CUATRO CASOS

PLATO	CASO 1		CASO 2		CASO 3		CASO 4	
	L	V	L	V	L	V	L	V
0	0.162105	0.001784	0.162137	0.001785	0.162102	0.001784	0.162121	0.001784
1	0.162105	0.001784	0.162138	0.001785	0.162102	0.001784	0.162121	0.001784
2	0.174434	0.004095	0.174464	0.004096	0.174467	0.004097	0.174589	0.004098
3	0.177398	0.005782	0.177690	0.005802	0.177389	0.005778	0.177615	0.005778
4	0.181375	0.006643	0.182091	0.006675	0.181314	0.006637	0.181772	0.006638
5	0.200567	0.007814	0.202713	0.007895	0.200524	0.007813	0.202403	0.007819
6	0.234790	0.011400	0.240289	0.011787	0.234885	0.011416	0.240341	0.011826
7	0.225811	0.035223	0.232043	0.033919	0.226871	0.035490	0.233008	0.034240
8	0.215357	0.063903	0.221143	0.063622	0.220211	0.066158	0.226103	0.065978
9	0.211101	0.071207	0.216296	0.078803	0.215914	0.079691	0.221221	0.081348
10	0.209864	0.081521	0.214805	0.083956	0.214621	0.084188	0.219665	0.086709
11	0.209806	0.082954	0.214638	0.085667	0.214513	0.085692	0.219439	0.088511
12	0.210897	0.083958	0.215614	0.086729	0.215506	0.086694	0.220312	0.089578
13	0.215125	0.086322	0.219554	0.089015	0.219456	0.088963	0.223971	0.091767
14	0.229548	0.096229	0.233166	0.096615	0.233084	0.096565	0.236776	0.099050
15	0.272273	0.120883	0.274014	0.122445	0.273969	0.122410	0.275746	0.124032
16	0.340943	0.200925	0.340954	0.200933	0.340941	0.200925	0.340926	0.200909



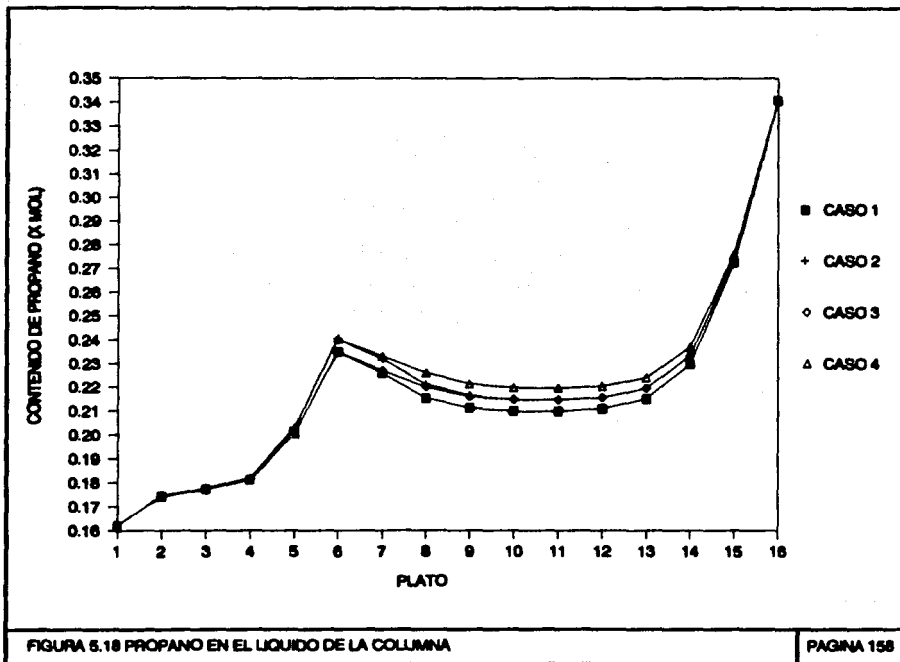


FIGURA 5.18 PROPANO EN EL LIQUIDO DE LA COLUMNA

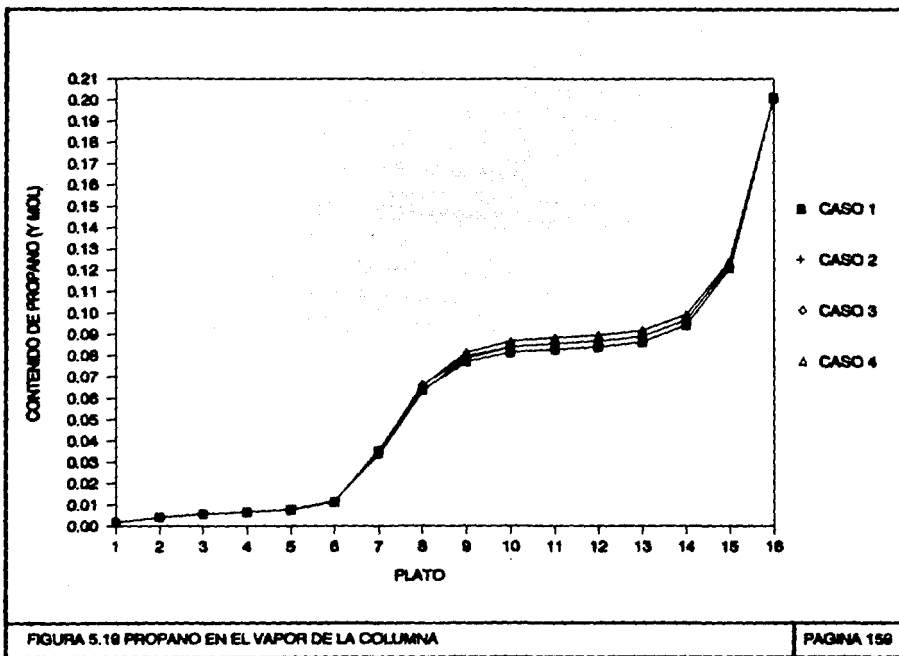


FIGURA 5.18 PROPANO EN EL VAPOR DE LA COLUMNA

en su totalidad el primero y parcialmente el segundo), la concentración del propano aumenta en forma natural. En forma inversa a lo que ocurre con el metano, la concentración del propano se incrementa en el líquido y en el vapor cuando se emplean los rehervidores laterales. La explicación es similar a la señalada para el etano, pero en este caso (al igual que ocurre con el butano y el pentano) se presentan los siguientes aspectos. Siendo el propano (y también el butano y el pentano) un componente más pesado que el etano, su recuperación en los fondos de la torre es casi total y prácticamente la misma para todos los casos. De este modo, su concentración está sujeta a las cantidades de metano y etano que se encuentren presentes en una corriente dada. Cuando la energía requerida para la separación se suministra exclusivamente desde el rehervidor de fondos, el metano y el etano son agotados del líquido y transferidos al vapor lentamente en las etapas superiores y luego rápidamente en las últimas etapas. Esto determina que la concentración del propano se mantenga baja por el efecto de dilución con los componentes aún no transferidos en las corrientes líquidas. En las corrientes de vapor también se mantienen bajas las concentraciones de propano en la parte superior de la columna debido principalmente a que su mayor peso molecular ocasiona mínimas transferencias a la fase vapor. Cuando se incluye un rehervidor lateral, como resultado de la

energía añadida, se transfieren del líquido al vapor mayores cantidades de metano, etano y propano que lo que se transferiría en la misma etapa en una columna convencional. Esto explica el incremento de concentración en los líquidos, ya que a partir de ese punto el propano se encontrará menos diluido. El incremento de concentración en las corrientes de vapor al incluir el rehervidor lateral sugiere que se transfiere proporcionalmente mayor cantidad de propano respecto al contenido en la misma etapa de una columna convencional, que de metano o de etano.

En la Tabla 5.22 y Figuras 5.20 y 5.21 y en la Tabla 5.23 y Figuras 5.22 y 5.23 se presentan para butano y pentano respectivamente, las concentraciones de estos componentes en las corrientes de líquido y vapor de la columna desmetanizadora en los cuatro casos. El comportamiento de ambos componentes en la columna es similar al descrito para el propano por las mismas razones. De este modo, sus concentraciones son mínimas en las etapas superiores en las que se encuentran diluidos entre los demás componentes y se maximizan en las etapas inferiores al ser agotados los compuestos más ligeros. También en forma similar al caso del propano, al incluirse los rehervidores laterales aumenta su concentración en las etapas inferiores por las razones descritas.

ANÁLISIS DE UNA TORRE DEGRANULADORA CON RESERVADORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGÉNICO\*

TABLA 5.22

PERFILS DE COMPOSICIONES DE BUTANO EN LAS CORRIENTES  
LÍQUIDO Y VAPORES DE LA COLUMNA (% MOL)

COMPARACION DE LOS CUATRO CASOS

PLATO	CASO 1		CASO 2		CASO 3		CASO 4	
	L	V	L	V	L	V	L	V
0	0.020115	0.000023	0.020120	0.000023	0.020114	0.000023	0.020117	0.000023
1	0.020115	0.000023	0.020120	0.000023	0.020114	0.000023	0.020117	0.000023
2	0.021217	0.000062	0.021217	0.000062	0.021223	0.000062	0.021238	0.000062
3	0.021354	0.000095	0.021382	0.000096	0.021355	0.000095	0.021382	0.000095
4	0.021537	0.000111	0.021603	0.000112	0.021529	0.000111	0.021567	0.000111
5	0.024232	0.000135	0.024449	0.000137	0.024224	0.000135	0.024404	0.000136
6	0.096405	0.000702	0.099134	0.000731	0.096412	0.000703	0.099117	0.000733
7	0.088017	0.002916	0.091194	0.002770	0.086189	0.002932	0.091323	0.002793
8	0.080385	0.006289	0.083114	0.006226	0.082465	0.006552	0.085270	0.006503
9	0.073325	0.008059	0.079596	0.008238	0.079349	0.008361	0.081697	0.008551
10	0.076379	0.008656	0.078463	0.008954	0.078360	0.008907	0.080512	0.009299
11	0.076120	0.008844	0.078139	0.009183	0.078679	0.009188	0.080161	0.009544
12	0.076127	0.008930	0.078121	0.009282	0.078073	0.009278	0.080125	0.009648
13	0.076476	0.009067	0.078443	0.009420	0.078399	0.009413	0.080422	0.009785
14	0.078188	0.009545	0.080070	0.009889	0.080028	0.009882	0.081963	0.010243
15	0.088296	0.011908	0.089758	0.012203	0.089726	0.012197	0.091230	0.012505
16	0.146133	0.028204	0.146139	0.028204	0.146132	0.028204	0.146126	0.028202

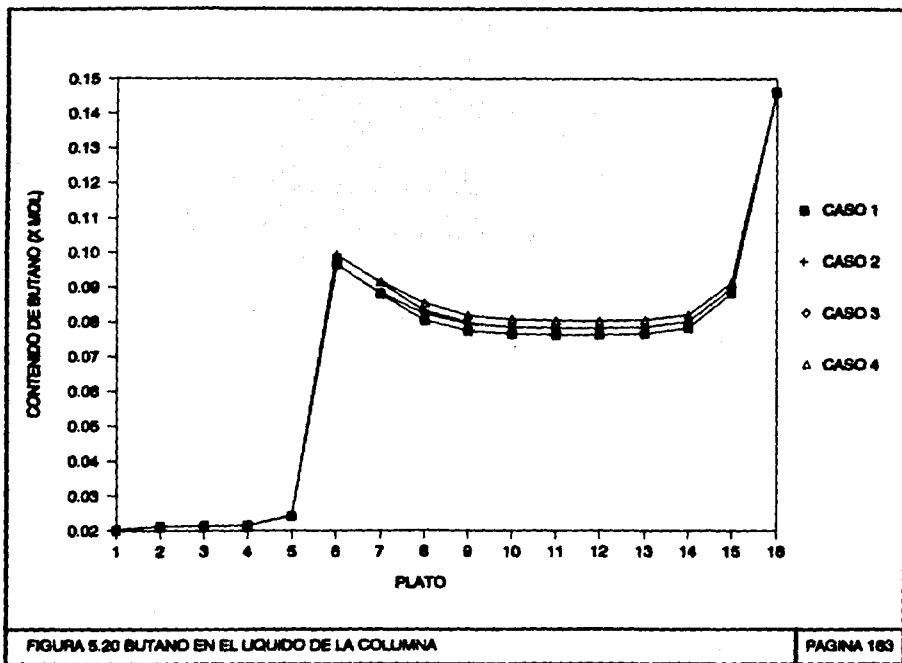


FIGURA 5.20 BUTANO EN EL LIQUIDO DE LA COLUMNA

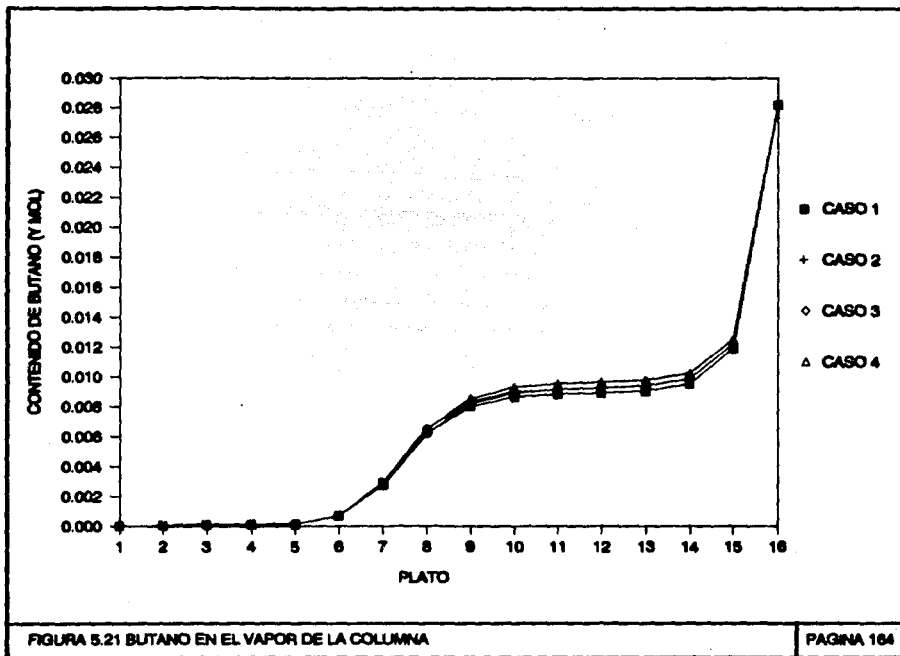


FIGURA 5.21 BUTANO EN EL VAPOR DE LA COLUMNA

'ANÁLISIS DE UNA TORRE DESMÉTANIZADORA CON REFRIGERADORES LATERALES EN UN PROCESO CRIOGÉNICO'

TABLA 5.23

PERFILES DE COMPOSICIONES DE PENTANO EN LAS CORRIENTES  
LÍQUIDO Y VAPOR DE LA COLUMNA (% MOL)

COMPARACION DE LOS CUATRO CASOS

PLATO	CASO 1		CASO 2		CASO 3		CASO 4	
	L	V	L	V	L	V	L	V
0	0.003111	0.000000	0.003112	0.000000	0.003111	0.000000	0.003111	0.000000
1	0.003111	0.000000	0.003112	0.000000	0.003111	0.000000	0.003111	0.000000
2	0.003271	0.000001	0.003271	0.000001	0.003272	0.000001	0.003274	0.000001
3	0.003287	0.000002	0.003291	0.000002	0.003287	0.000002	0.003291	0.000002
4	0.003307	0.000003	0.003317	0.000003	0.003306	0.000003	0.003311	0.000003
5	0.003658	0.000003	0.003688	0.000003	0.003657	0.000003	0.003680	0.000003
6	0.057456	0.000066	0.059143	0.000069	0.057457	0.000066	0.059128	0.000069
7	0.051738	0.000382	0.053717	0.000356	0.051796	0.000384	0.053749	0.000359
8	0.046655	0.001003	0.048326	0.000983	0.047896	0.001049	0.049615	0.001032
9	0.044620	0.001379	0.045981	0.001407	0.045819	0.001434	0.047231	0.001464
10	0.043988	0.001512	0.045223	0.001567	0.045158	0.001575	0.046437	0.001622
11	0.043806	0.001555	0.044999	0.001619	0.044962	0.001620	0.046195	0.001688
12	0.043780	0.001573	0.044957	0.001640	0.044929	0.001640	0.046143	0.001711
13	0.043885	0.001598	0.045051	0.001666	0.045025	0.001664	0.046227	0.001736
14	0.044388	0.001675	0.045529	0.001742	0.045504	0.001741	0.046679	0.001812
15	0.047578	0.002026	0.048595	0.002090	0.048572	0.002088	0.049620	0.002155
16	0.087814	0.005772	0.087818	0.005772	0.087814	0.005773	0.087810	0.005772



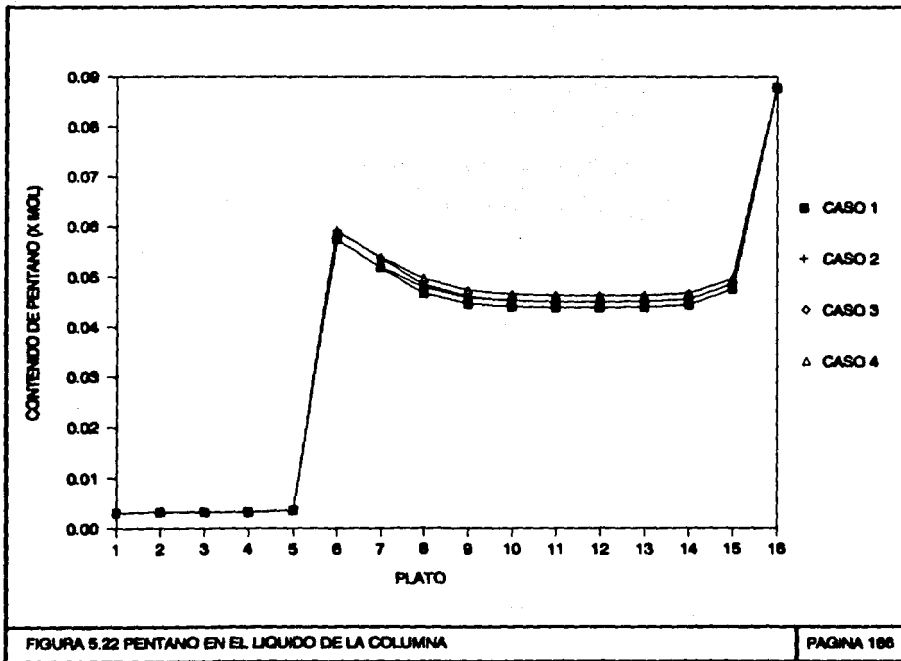


FIGURA 5.22 PENTANO EN EL LIQUIDO DE LA COLUMNA

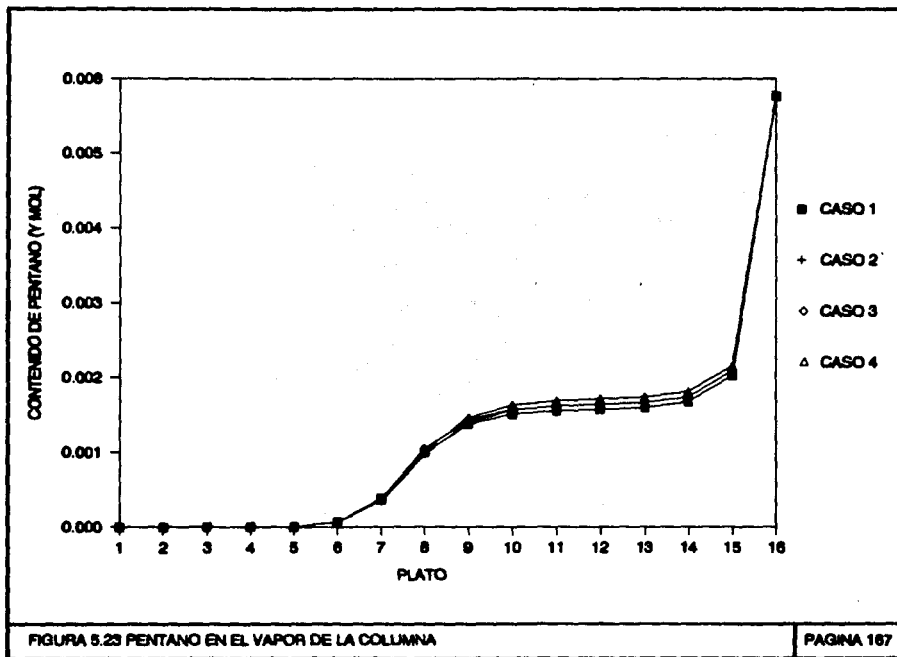


FIGURA 5.23 PENTANO EN EL VAPOR DE LA COLUMNA

## **CAPITULO 6**

### **CONCLUSIONES**

El trabajo realizado, "Análisis de una Torre Desmetanizadora con Rehervidores Laterales en un Proceso Criogénico" permitió evaluar y analizar el comportamiento de un sistema como el mencionado, en comparación con el de una columna que operaría sin rehervidores laterales cumpliendo con los mismos requisitos del proceso.

En el análisis se revisaron los balances de materia y de energía tanto globalmente como individualmente para el etano que es el componente de interés particular en las plantas criogénicas de procesamiento de gas natural. También se revisaron los perfiles de la operación interna de la columna, etapa por etapa, para las variables principales como son los flujos de vapor y de líquido, presiones, temperaturas y composiciones de las corrientes internas.

Un resumen del análisis conduce a señalar los siguientes aspectos sobresalientes:

La comparación del balance de materia entre los cuatro casos estudiados señala que para una separación dada, los requerimientos de materia para llevar a cabo el proceso son esencialmente -- los mismos ya sea que se utilice o no un rehervidor lateral en el sistema.

En cuanto al balance de energía se determinó que la integración de los rehervidores laterales representa a nivel de la columna desmetanizadora solamente una distribución de la energía requerida para la separación ya que al incluirlos no se modificó el requerimiento total de energía externa, pues la energía suministrada con el rehervidor lateral reduce por la misma cantidad la energía que deberá suministrar el rehervidor de fondos.

La revisión de los flujos internos de líquido y de vapor señala que la integración de un rehervidor lateral ocasiona la disminución de los materiales circulantes dentro de la torre. La reducción de flujos másicos conlleva una reducción en los flujos volumétricos que no es debida a cambios de densidad ya que los perfiles de presión y temperatura en la torre se mantienen prácticamente sin cambio al incluir uno o dos rehervidores laterales a lo largo de la columna. Esta condición es importante ya que significa que al diseñar una columna con rehervidores laterales se obtienen diámetros menores a los que se consiguen con un sistema que -

dispone únicamente del rehervidor de fondos, para una capacidad y una recuperación de etano similares.

Al analizar las composiciones se observó que se dan ciertas variaciones, pero manteniendo fijas las especificaciones de los productos de domos y fondos, los cambios en composición solamente se dan en las etapas internas de la torre, de tal modo que al aproximarse a las etapas superiores e inferiores las corrientes líquida y vapor tienden a una misma composición que finalmente alcanzan las corrientes efluentes de la columna en los cuatro casos revisados.

Complementando los puntos anteriores, debe señalarse que los rehervidores laterales además de lo señalado con respecto a la posibilidad de obtener en nuevos diseños columnas de diámetros menores, implica también que al acondicionar con rehervidores laterales un sistema existente se puede incrementar la capacidad del mismo, dada la reducción en el requerimiento interno de manejo de materiales.

Adicionalmente conviene mencionar que si bien la inclusión de rehervidores laterales no ocasiona modificaciones en los requerimientos de energía de la columna para llevar a cabo la separación deseada, su integración al tren de enfriamiento de la planta

significa una reducción en los requerimientos de energía externa del proceso, lo cual tiene gran importancia desde el punto de vista económico. No obstante, la decisión de implementar bajo este concepto un rehervidor lateral requiere tener en cuenta que la reducción energética que se obtiene en el tren de refrigeración significa un incremento en las necesidades de enfriamiento del gas residual que convencionalmente es enfriado parcialmente al utilizarse como fuente de energía para suministrar calor en el rehervidor de la torre desmetanizadora, el cual ve reducida su carga térmica al integrar un rehervidor lateral a la columna. En esta forma puede decirse que al analizar globalmente la planta criogénica el rehervidor lateral significa un medio de transformar los requerimientos de energía de bajos niveles de temperatura a requerimientos de mayor nivel de temperatura, lo cual típicamente es más económico cuando se habla de plantas criogénicas, pero que debe asegurarse mediante un estudio técnico económico que deberá tener en cuenta las dimensiones de equipo, el medio de enfriamiento que se utilice para el acondicionamiento del gas residual, los costos de inversión del equipo adicional requerido (cambiadores de calor, instrumentación, tuberías, etc.), así como los costos de operación (reducción en el consumo de servicios auxiliares) y mantenimiento.

En base a lo anterior, el trabajo realizado permite estable-

cer las siguientes conclusiones:

1.- El balance de materia en la torre desmetanizadora no es modificado por la adición de rehervidores laterales, para una especificación de productos fija.

2.- Los requerimientos de energía externa de la columna para una separación dada no se modifican con la inclusión de rehervidores laterales.

3.- La integración de rehervidores laterales a una torre conduce a torres de menor diámetro en nuevos diseños y a incrementos de capacidad en torres existentes.

4.- Manteniendo fijas las especificaciones de salida, los rehervidores laterales ocasionan variaciones en las composiciones de las corrientes internas de la columna sin afectar la operación deseada.

5.- Los rehervidores laterales significan una fuente potencial de ahorro de energía en el renglón de servicios auxiliares en la planta criogénica.

Finalmente, se debe señalar que los rehervidores laterales pueden

ser una opción de importancia en nuestro país dado que las plantas de que se dispone no tienen estos sistemas, sin embargo, como ya se mencionó se requerirán estudios que consideren los requerimientos y características específicos de las plantas, las condiciones y necesidades operativas para las cuales fueron diseñadas, y los aspectos económicos relacionados.



## CAPITULO 7

### BIBLIOGRAFIA

- 1.- Anaya D., Alejandro, Ibarra R., Miguel Angel, "Principales - Factores Involucrados en el Diseño de una Planta de Recupera- ción de Etano del Tipo Criogénico", Revista del IMIQ.
- 2.- Barrere C. A. Jr., "Better Feed Gas Preparation", Hydrocar- bon Processing, August 1970, p. 126.
- 3.- Griffith, V. E., Rambo, C. L., Lawrence J. B., "Improved - Cryogenic Processing - (Application of Multistage Turbo-ex- pander Design to Cryogenic Processes)", ASME, Winter Annual Meeting, New York, N. Y., December 5, 1976.
- 4.- Temple, R. W., Di Napoli, R. N., "Ethane and LPG Recovery in LNG Plants", Hydrocarbon Processing, April 1970, p. 97.
- 5.- Parker, R. D., "Cryogenic Processing has Worked for Mobil", The Oil and Gas Journal, March 13, 1972, p. 53.

- 6.- Herrin, J. P., "New Process for Liquid Recovery", Hydrocarbon Processing, June 1966, p. 144.
- 7.- Swearingen, J. S., "Engineer's Guide to Turboexpanders", Hydrocarbon Processing, April 1970, p. 97.
- 8.- Mc Kee, R. L., "Evolution in Design", Preprint of 56th Annual GPA Convention.
- 9.- Scheel, L. F., "What You Need to Know About Gas Expanders", Hydrocarbon Processing, February 1970, p. 105.
- 10.- Klehm, J. J. Jr., Singletary, J. E., "Expander Plant Successful", Hydrocarbon Processing, December 1974, p. 89.
- 11.- Valdes, A. R., "Use Expander Cycles for LPG Recovery", Hydrocarbon Processing, December 1974, p. 89.
- 12.- Benson, D. L., "New Design Techniques Boost Ethane Recovery" The Oil and Gas Journal, June 4, 1973, p. 75.
- 13.- "Cryogenic Plant Control Optimized", The Oil and Gas Journal July 25, 1977, p. 157.

- 14.- Tarbutton, A. J. Jr., "Cryogenic Demethanizer Startup", 56th Annual GPA Convention, March 21-23, 1977, Dallas, Texas (Pre print).
- 15.- Collins, G. K., "Cryogenics".
- 16.- Wang J. C., Henke G. E., "Tridiagonal Matrix for Distillation", Hydrocarbon Processing, August 1966, Vol. 45, No. 8, p. 155.
- 17.- Reid, R. C., Prausnitz, J. M., Sherwood, T. K., "The Properties of Gases and Liquids", Mc Graw-Hill Book Company, 3rd Ed., p. 125.
- 18.- Perry, J. H., "Chemical Engineer's Handbook", Mc Graw-Hill - Kogakusha, 4th Ed., p. 4-59.
- 19.- Treybal, R. E., "Mass Transfer Operations", Mc Graw-Hill-Kogakusha, 2nd Ed., p. 135, 136, 138, 145, 146.
- 20.- King, C. Judson, "Separation Processes", Mc Graw-Hill, 1971 p. 658 - 662.
- 21.- Petterson, W. C., Wells, T. A., "Energy-Saving Schemes in Distillation", Chemical Engineering, September 26, 1977.

- 22.- Edwards, B. H., "Joule Thompson Plant Has Gas Processing - Role", Oil and Gas Journal, May 22, 1978.
- 23.- Corrigan, T. E., "Chemical Engineering Fundamentals - Thermodynamics Principles", Chemical Engineering, Octubre 1953, -- p. 237.
- 24.- Maron, S. H., Prutton, C. F., "Principles of Physical Chemistry", 4th Edition, Collier - Mac Millan, 1965.
- 25.- Lewis, G. L., Randal, M. (Revision by Pitzer, K. S., Brewer, L.), "Thermodynamics", 2nd Edition, Mc Graw Hill - Kogakusha 1961.
- 26.- Jacobs, J. K., "Reboiler Selection Simplified", Hydrocarbon Processing & Petroleum Refiner, July, 1961, p. 189.
- 27.- Fair, J. R., "What You Need to Design Thermosiphon Reboilers" Petroleum Refiner, February, 1960, p. 105.
- 28.- Lord, R. C., Minton, P. E. and Slusser R. P., "Design Parameters for Condensers and Reboilers", Chemical Engineering, March 23, 1970, p. 127.

- 29.- García M., Fernando, "Diseño Hidráulico de una Columna de --  
Destilación con Platos de Válvulas", Tesis Profesional, 1983  
Instituto Politécnico Nacional, México, D. F., México.
- 30.- Liebermans, "Process Design for Reliable Operations", p. 38.
- 31.- Ludwig, E. E., "Applied Process Design for Chemical and Pe -  
trochemical Plants", Gulf Publishing Company, 1965, Vol. I.
- 32.- Ludwig, E. E., "Applied Process Design for Chemical and Pe -  
trochemical Plants", Gulf Publishing Company, 1965, Vol. II.
- 33.- Kern, D. Q., "Procesos de Transferencia de Calor", 9a. Ed.,  
1974, p.563, Compañía Editorial Continental, S. A.
- 34.- Foust, A. S., Wenzel, L. A., Clump, C. W., Maus, L., --  
Andersen, L. B., "Principios de Operaciones Unitarias", 3a E  
dición en Español, 1969, Compañía Editorial Continental.