



**UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

**ANALISIS DE ALTERNATIVAS PARA EL
DISEÑO DE UNA PLANTA RECUPERADORA
DE VAPORES PARA LA REFINERIA DE
TULA**

T E S I S
Que para obtener el Título de:
INGENIERA QUIMICA
P r e s e n t a:

MARISOL GARFIAS VAZQUEZ



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

México, D.F.

1996

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

TESIS


COMPLETA

Jurado asignado:

Presidente	Prof.: FRANCISCO JOSE BARNES DE CASTRO
Vocal	Prof.: FRANCISCO JAVIER GARFIAS Y AYÁLA
Secretario	Prof.: ERNESTO RIOS MONTERO
1er. Suplente	Prof.: ENRIQUE BAZUA RUEDA
2do. Suplente	Prof.: CELESTINO MONTIEL MALDONADO

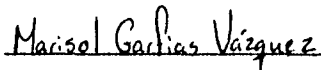
Sitio donde se desarrolló el tema:

Facultad de Química, U.N.A.M.



Prof. FRANCISCO JOSE BARNES DE CASTRO

(Asesor)



MARISOL GARFIAS VÁZQUEZ

(Sustentante)

A MIS PADRES CON INFINITO CARIÑO

A MIS HERMANOS

Agradezco a mi padre por el cariño y pronta disposición a discutir temas relacionados con la tesis, y en especial al Dr. Francisco Barnés de Castro la magnífica atención y los sabios consejos que siempre me brindó al dirigirme la tesis.

INDICE

1.- Introducción y descripción del proceso	1
2.- Análisis de la planta recuperadora de vapores de la refinería de Azcapotzalco y validación del modelo de simulación	12
3.- Bases de diseño y análisis de costos de la planta recuperadora de vapores de la refinería de Tula	33
4.- Análisis de la sección de compresión de la planta recuperadora de vapores de la refinería de Tula	42
5.- Análisis del diseño original de la sección de enfriamiento de gases y torre desetanizadora de la planta recuperadora de vapores de la refinería de Tula	54
6.- Análisis de alternativas de diseño de la sección de enfriamiento de gases y torre desetanizadora de la planta recuperadora de vapores de la refinería de Tula	70
7.- Condiciones óptimas de operación de la sección de enfriamiento de gases y torre desetanizadora de la planta recuperadora de vapores de la refinería de Tula	105
Conclusiones	132
Bibliografía	139
Apéndice A	142
Apéndice B	155
Apéndice C	160

INDICE

1.- Introducción y descripción del proceso	1
2.- Análisis de la planta recuperadora de vapores de la refinería de Azcapotzalco y validación del modelo de simulación	12
3.- Bases de diseño y análisis de costos de la planta recuperadora de vapores de la refinería de Tula	33
4.- Análisis de la sección de compresión de la planta recuperadora de vapores de la refinería de Tula	42
5.- Análisis del diseño original de la sección de enfriamiento de gases y torre desetanizadora de la planta recuperadora de vapores de la refinería de Tula	54
6.- Análisis de alternativas de diseño de la sección de enfriamiento de gases y torre desetanizadora de la planta recuperadora de vapores de la refinería de Tula	70
7.- Condiciones óptimas de operación de la sección de enfriamiento de gases y torre desetanizadora de la planta recuperadora de vapores de la refinería de Tula	105
Conclusiones	132
Bibliografía	139
Apéndice A	142
Apéndice B	155
Apéndice C	160

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

INTRODUCCIÓN

Con el afán de recuperar los vapores de hidrocarburos ligeros que se enviaban al quemador de campo y de disminuir las emisiones producto de la combustión de dichos hidrocarburos, Petróleos Mexicanos decidió en 1986 instalar una planta recuperadora de vapores de hidrocarburos en su Refinería "18 de Marzo" situada en Azcapotzalco, D.F. La planta, diseñada por Bufete Industrial con una capacidad de recuperación de 6 millones de pies cúbicos estándar por día, estuvo a punto de instalarse, pero la decisión que tomó el Gobierno Federal de cerrar la refinería en marzo de 1991, hizo que quedara disponible para su posible instalación en alguna otra refinería del sistema.

Por su cercanía al Valle de México y la influencia ambiental que tiene la Refinería "Miguel Hidalgo", de Tula, se determinó estudiar en el taller de Ingeniería de Proyectos de la Facultad de Química el funcionamiento del proceso, originalmente diseñado para la planta de Azcapotzalco, a las condiciones de flujo, composición y temperatura de los desfogues que se enviaban en 1992 al quemador de campo en la refinería de Tula.

En el presente trabajo de tesis se pretende profundizar dicho estudio, analizando las variables de diseño de cada una de las operaciones unitarias que integran el proceso de la planta recuperadora de hidrocarburos y proponer alternativas para mejorar el rendimiento del proceso, así como minimizar costos y mejorar la calidad de los productos.

Para lograr lo anterior, se realizó primero la simulación del proceso con el simulador Aspen Plus, tomando como caso base las condiciones de diseño de Bufete Industrial para los desfogues de Azcapotzalco. Posteriormente se modificaron las condiciones de operación que procedían con el propósito de recuperar adecuadamente los desfogues de Tula. En la parte final del trabajo se analizarán alternativas de modificación del proceso.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Una vez extraído el petróleo, se sujeta a un proceso de estabilización que consiste en desprender por calentamiento una buena parte de hidrocarburos ligeros. Sin embargo, el petróleo crudo que recibe una refinería cuenta con hidrocarburos ligeros, que en la torre de destilación atmosférica se separan por el domo. En virtud de que sólo condensarán estos hidrocarburos a muy bajas temperaturas y que por lo tanto se requeriría equipo de refrigeración, el cual es muy costoso, es práctica común enviarlos a un quemador de campo para su incineración.

En refinerías que cuentan con procesos de hidrot ratamiento, rompimiento catalítico de gasóleos, reformación, reductora de viscosidad, coquización, etcétera, se producen ciertas cantidades de hidrocarburos ligeros que al no poder condensarlos también se envían al quemador de campo.

La función principal de una planta recuperadora de vapores es la de evitar que los desfogues se envíen al quemador y la de aumentar la producción de petrolíferos valiosos. Por la composición del desfogue, los productos que generalmente se obtienen son: gas seco, gas L.P. y gasolinas. El gas seco se utiliza como combustible, el gas L.P. y la nafta se suman a las corrientes de la refinería que manejan dichos productos.

Para facilitar la descripción del proceso, conviene dividir la planta en cinco secciones: captación y compresión de vapores, en dos etapas; endulzamiento; deshidratación; tercera etapa de compresión y enfriamiento de gases; y fraccionamiento. A continuación se hará una descripción resumida de los procesos, la cual se fundamenta en el manual que preparó Bufete Industrial para la refinería de Azcapotzalco.

Las secciones de la planta están representadas en los diagramas siguientes:

1.- Captación y compresión de vapores

La carga de hidrocarburos se capta a una presión de 0.035 kg/cm² manométrica y temperatura de 50°C a través de un separador de tres fases (D-101). Del separador los vapores son enviados a dos compresores del tipo rotatorio, no lubricados, conectados en serie. (C-101A y C-101B).

Con el fin de prevenir la condensación de hidrocarburos amargos se selecciona cuidadosamente la presión de descarga de cada etapa de compresión de tal manera que el gas de entrada se pueda endulzar y deshidratar antes de alcanzar la presión del punto de rocío de los hidrocarburos.

Los gases comprimidos en la primera etapa del compresor C-101A son enviados a través de un interenfriador, primera etapa EX-101, hacia el separador de succión, segunda etapa D-102, para eliminar el agua condensada. Del separador los gases pasan al segundo compresor, C-101B, para ser comprimidos nuevamente y ser descargados al separador de carga de la endulzadora D-103, previamente enfriados en el post-enfriador segunda etapa EX-102, para separar el agua condensada. A la salida de este separador se registra el flujo de gas que se envía al proceso.

El control de la capacidad de los compresores se efectúa con la presión en la succión de la primera etapa mediante una recirculación de los gases desde la segunda etapa hasta la succión de la primera. Los dos compresores son accionados por un motor eléctrico común. Se protegen los compresores por alta temperatura y presión en las descargas.

El agua amarga condensada, que es separada de los vapores fríos de la primera y segunda etapas, es enviada al límite de batería.

Dentro del alcance de suministro de equipo se incluye una válvula de cierre rápido, la cual permite desviar en forma inmediata la carga al quemador. La planta de recuperación de

vapores puede operar dentro de un intervalo que fluctúa entre el 33% y el 100% de la capacidad de diseño bajo condiciones normales de operación.

2.- Endulzamiento

Como en el presente trabajo no se realiza el análisis de la sección de endulzamiento, se supondrá que ésta consiste en un separador de componentes, en donde al gas amargo procedente del tercer separador, se le sustrajo todo el ácido que contenía y parte de otros componentes, para cumplir así con el balance de materia indicado en el diagrama que pertenece al manual.

3.- Deshidratación

El gas dulce que sale de la planta endulzadora entra a la torre deshidratadora T-301 en donde se pone en contacto a contra corriente con trietilenglicol para absorber el vapor de agua presente en los hidrocarburos.

Debe hacerse notar, que en el diagrama anterior, se incluye el intercambiador EX-301, que en el diseño de Bufete Industrial actúa como calentador de gases deshidratados al recibir calor del glicol pobre. En el presente trabajo, dicho intercambiador actúa como enfriador al reducir la temperatura de los gases deshidratados con agua, para que éstos entren a una temperatura adecuada al tercer compresor.

En virtud de que la etapa correspondiente a la reconcentración de glicol no es analizada en el presente trabajo, no se representa en el diagrama.

4.- Tercera etapa de compresión y enfriamiento de gases

El gas deshidratado entra al separador D-404, en donde se controla la presión tanto de la planta endulzadora como de la deshidratadora, mediante una recirculación de vapores comprimidos a partir de la salida del enfriador EX-401.

Los gases que salen del separador se envían a la succión del compresor de la tercera etapa C-401, en donde son comprimidos. En la línea de succión se cuenta con un interruptor para parar el compresor cuando la presión es muy baja. En la descarga del compresor se dispone de interruptores para hacer sonar la alarma y parar el equipo por alta temperatura y presión.

En el cambiador EX-401 se condensan en forma parcial los hidrocarburos de los vapores comprimidos. Los líquidos y gases enfriados son enviados a un segundo enfriador EX-402, en donde la temperatura se reduce al intercambiar calor con el gas combustible producto. En el intercambio parte de los hidrocarburos enfriados se condensan.

Los gases y líquidos que salen del segundo enfriador se envían al chiller EX-403, que extrae calor con propano como refrigerante. Los hidrocarburos se envían a un separador líquido-gas D-402.

Los líquidos condensados se pasan a través de una válvula de control de nivel para lograr un flasheo. Esta mezcla de líquidos y vapores se envían al domo de la desetanizadora T-401.

Los gases no condensados del separador D-402 se conducen a través de una válvula de control para mantener constante la presión en el mismo y se mezclan con los vapores que provienen del domo de la desetanizadora. Se mezclan y se mantienen a una presión constante con una válvula de control localizada a la salida del segundo enfriador de hidrocarburos, para ser enviados al límite de batería como gas combustible.

El control de la capacidad del compresor de la tercera etapa se efectúa mediante la recirculación de los gases descrita anteriormente.

5.- Fraccionamiento

Los líquidos provenientes del separador D-402, que son flasheados a través de la válvula de control de nivel, se alimentan a la desetanizadora T-401, de cuyo domo salen gases que se mezclan con los del separador D-402.

Del fondo de la desetanizadora se extraen dos corrientes líquidas, una de estas es enviada al rehervidor del tipo termosifón vertical EX-404 y la otra corriente se manda a través de las bombas P-401 A/B al cambiador EX-407, para ser calentada y entrar al plato once de la desbutanizadora T-402. Los vapores que salen del domo de la desbutanizadora son condensados totalmente en el cambiador EX-406; los líquidos se envían al domo de reflujo D-401. El líquido del acumulador D-401 se envía a las bombas P-402 A/B y se divide en dos corrientes. La correspondiente al producto se enfría en el cambiador EX-409, para después pasar por la válvula de control de presión hasta el límite de batería como gas L. P. La otra corriente se envía como reflujo al domo de la desbutanizadora por medio del control de flujo.

Igualmente del fondo de la desbutanizadora, salen dos corrientes de nafta, una de las cuales pasa al cambiador EX-407 para enfriarse y posteriormente llegar al enfriador EX-408, en el que se baja aún más la temperatura para después reducir la presión por medio de una válvula de control de nivel y llegar finalmente al límite de batería como producto (nafta) y la segunda corriente se envía al rehervidor de termosifón vertical EX-405.

El rehervidor de la desetanizadora se calienta con vapor de baja presión para controlar la temperatura de los vapores generados. El rehervidor de la desbutanizadora utiliza vapor de media presión con control de temperatura en el plato siete de la columna.

Sistemas de refrigeración

El paquete de refrigeración originalmente propuesto es un circuito cerrado con propano que consta de un compresor rotatorio lubricado, un separador de succión del compresor, un separador de aceite, un tanque de purga de aceite, un condensador de refrigerante, un

economizador, sistema de lubricación con bomba de prelubricación, enfriador de aceite y filtro doble de aceite, lote de accesorios y tablero de control.

El equipo suministrado es de una capacidad nominal diaria de 209 toneladas de propano condensado, con un condensador enfriado por agua.

El vapor de propano se comprime con un compresor de desplazamiento positivo de tornillo. El aceite lubricante y de sello que entra en la descarga de gas es removido en un coalescedor horizontal de separador de aceite. Este aceite es enfriado y filtrado antes de retornar al compresor. El vapor de propano es condensado, al enfriarse con agua en un condensador, y es expandido en un economizador flash. El vapor de propano se dirige al economizador del compresor. El propano líquido es alimentado al evaporador remoto.

El vapor de propano del evaporador remoto retorna a la succión del compresor, para repetirse el ciclo.

El destilador de aceite automáticamente drena líquido refrigerante al evaporador remoto. El refrigerante entra en ebullición al contacto con el calentador. El aceite es retornado al compresor automáticamente.

Especificación de los productos

- **Gas Seco**

Debe contener el 100% del metano, cuando menos el 93% del etano y menos del 15% del propano y más pesados de la carga. El contenido máximo de H₂S que se permite al gas seco es de 100 ppm. El gas seco en el límite de batería debe salir a una presión mínima de 8 kg/cm² manométricas y a una temperatura máxima de 38°C.

economizador, sistema de lubricación con bomba de prelubricación, enfriador de aceite y filtro doble de aceite, lote de accesorios y tablero de control.

El equipo suministrado es de una capacidad nominal diaria de 209 toneladas de propano condensado, con un condensador enfriado por agua.

El vapor de propano se comprime con un compresor de desplazamiento positivo de tornillo. El aceite lubricante y de sello que entra en la descarga de gas es removido en un coalescedor horizontal de separador de aceite. Este aceite es enfriado y filtrado antes de retornar al compresor. El vapor de propano es condensado, al enfriarse con agua en un condensador, y es expandido en un economizador flash. El vapor de propano se dirige al economizador del compresor. El propano líquido es alimentado al evaporador remoto.

El vapor de propano del evaporador remoto retorna a la succión del compresor, para repetirse el ciclo.

El destilador de aceite automáticamente drena líquido refrigerante al evaporador remoto. El refrigerante entra en ebullición al contacto con el calentador. El aceite es retornado al compresor automáticamente.

Especificación de los productos

- **Gas Seco**

Debe contener el 100% del metano, cuando menos el 93% del etano y menos del 15% del propano y más pesados de la carga. El contenido máximo de H₂S que se permite al gas seco es de 100 ppm. El gas seco en el límite de batería debe salir a una presión mínima de 8 kg/cm² manométricas y a una temperatura máxima de 38°C.

- **Gas L. P.**

Debe de ser dulce y puede contener cualquier relación de propano/butano. El contenido de pentano y más pesados debe ser menor al 5% y no debe tener más del 7% del etano contenido en la carga. El gas L.P. en el límite de batería debe salir a una presión mínima de 10.5 kg/cm² manométricas y a una temperatura máxima de 35°C.

- **Naftas**

Se deben recuperar pentanos y más pesados dulces y libres de humedad. No debe contener más del 5% de butanos provenientes de la carga. La nafta en el límite de batería debe salir a una presión mínima de 6 kg/cm² manométricas y a una temperatura máxima de 35°C.

- **Gas L. P.**

Debe de ser dulce y puede contener cualquier relación de propano/butano. El contenido de pentano y más pesados debe ser menor al 5% y no debe tener más del 7% del etano contenido en la carga. El gas L.P. en el límite de batería debe salir a una presión mínima de 10.5 kg/cm² manométricas y a una temperatura máxima de 35°C.

- **Naftas**

Se deben recuperar pentanos y más pesados dulces y libres de humedad. No debe contener más del 5% de butanos provenientes de la carga. La nafta en el límite de batería debe salir a una presión mínima de 6 kg/cm² manométricas y a una temperatura máxima de 35°C.

CAPÍTULO 2

**ANÁLISIS DE LA PLANTA RECUPERADORA DE VAPORES DE LA
REFINERÍA DE AZCAPOTZALCO Y VALIDACIÓN DEL MODELO DE
SIMULACIÓN**

CAPÍTULO 2

**ANÁLISIS DE LA PLANTA RECUPERADORA DE VAPORES DE LA
REFINERÍA DE AZCAPOTZALCO Y VALIDACIÓN DEL MODELO DE
SIMULACIÓN**

ANÁLISIS DE LA PLANTA RECUPERADORA DE VAPORES DE LA REFINERÍA DE AZCAPOTZALCO Y VALIDACIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN

Antes de iniciar el cálculo de la planta recuperadora de vapores, con la composición de los vapores que se desfogan en la refinería de Tula y de analizar las posibles modificaciones que pudieran hacerse para mejorar el proceso, conviene reproducir los balances de materia y energía del diseño originalmente planteado para la refinería de Azcapotzalco. Así, se tomará como punto de referencia los balances de materia y energía que contiene el propio manual de diseño de la planta. Por lo tanto, se denominará "Caso Base" a la simulación de la planta de Azcapotzalco. En el caso base se consideran las mismas condiciones de presión estipuladas en el diagrama de flujo de la planta. Si al simular el proceso de la planta, se logran reproducir los balances de materia y energía, entonces se tendrá la seguridad de que el proceso se representa en forma adecuada, y que el algoritmo utilizado puede aplicarse en las siguientes etapas del presente trabajo.

Para tratar el caso base, se calculó el proceso de la planta con el simulador de procesos ASPEN PLUS versión 8.5-4, versión comercial soportada por ASPEN Technology Inc. Un simulador como el ASPEN PLUS tiene la ventaja de rendir resultados muy precisos y de permitir que se efectúen un gran número de simulaciones en un tiempo corto.

El Aspen Plus es una herramienta que se utiliza para modelar cualquier tipo de proceso, en el que materia y energía fluyen continuamente de una operación unitaria a otra. Para llevar a cabo la simulación de un proceso determinado, es necesario proporcionar al programa un archivo de entrada que represente al modelo, el cual consiste de información contenida normalmente en el diagrama de flujo del proceso. Al terminar los cálculos, el simulador genera a su vez un archivo de salida, el cual es una representación completa del cálculo de la planta, en el que se incluye la composición, flujo, y propiedades de todas las corrientes intermedias y de los productos, así como del funcionamiento de los procesos unitarios.

Es obvio que si la planta de Azcapotzalco se diseñó con otro simulador diferente al Aspen Plus, este hecho se verá reflejado en una variación de la composición de las corrientes y de las temperaturas de equilibrio.

Etapas para simular el caso base

A continuación se describen los pasos involucrados en la generación del archivo de entrada, que permite definir el caso base:

2.1.- Definición del problema.-

El problema que se plantea consiste en reproducir las condiciones de diseño de la Planta Recuperadora de Vapores de Hidrocarburos que provienen de los desfogues de la refinería de Azcapotzalco, con el fin de obtener como productos: gas seco, gas L.P. y nafta. El propósito de la simulación es obtener los balances de materia y energía de la planta y evaluar el funcionamiento de las operaciones unitarias indicadas en el diagrama de flujo.

2.2.- Selección del conjunto de unidades.-

Tanto para el archivo de entrada como para el de salida, se decidió utilizar el conjunto de unidades MET (unidades métricas empleadas en ingeniería), uno de los conjuntos de unidades que proporciona el Aspen Plus, debido a que en su gran mayoría las unidades de este conjunto coinciden con las utilizadas en el diagrama de flujo de la planta. Sin embargo, como en el conjunto de unidades MET, la temperatura se expresa en grados Kelvin, la presión en atmósferas, y el flujo de entalpía en calorías por segundo; y en el diagrama de flujo la temperatura se informa en grados centígrados, la presión en kilogramos por centímetro cuadrado, y la entalpía en kilojoules por segundo, fue necesario incluir en el archivo de entrada, el nombre de aquellas propiedades y sus respectivas unidades que se utilizan en el diagrama de flujo y que difieren del conjunto MET.

A continuación se muestran las unidades empleadas para cada una de las propiedades físicas que se trataron en el trabajo:

<i>Propiedad</i>	<i>Unidades</i>
• Área	m ²
• Densidad molar	mol/cm ³
• Entropía molar	cal/mol-K
• Flujo de calor	KJ/seg
• Flujo de entalpía	KJ/seg
• Flujo molar	kmol/hr
• Presión	kg/cm ²
• Temperatura	°C
• Trabajo	Kw/hr

2.3.- Especificación de los componentes químicos presentes en las corrientes del proceso.-

En este paso se señalan todos los componentes que pudieran estar presentes en cualquier corriente del proceso (incluidos los servicios auxiliares, si es que se calculan). Deberá verificarse primero si dichos componentes se encuentran en alguno de los bancos de datos de propiedades físicas del Aspen Plus, y si los bancos contienen, para cada uno de los componentes involucrados, los parámetros necesarios para llevar a cabo la simulación. De no existir esta información para algún componente, habrá que proporcionarla en el archivo de entrada.

El Aspen Plus contiene los siguientes cuatro bancos de datos:

- a) *ASPEN PLUS Pure Component Data Bank*, que tiene datos de cuatrocientos setenta y dos componentes.
- b) *DIPPR Pure Component Data Bank*, que contiene datos de setecientos sesenta y seis componentes, bajo licencia del National Bureau of Standards (NBS), y que fue desarrollado por el Design Institute for Physical Property Data, bajo la supervisión del American Institute of Chemical Engineers (AIChE).

A continuación se muestran las unidades empleadas para cada una de las propiedades físicas que se trataron en el trabajo:

<i>Propiedad</i>	<i>Unidades</i>
• Área	m ²
• Densidad molar	mol/cm ³
• Entropía molar	cal/mol-K
• Flujo de calor	KJ/seg
• Flujo de entalpía	KJ/seg
• Flujo molar	kmol/hr
• Presión	kg/cm ²
• Temperatura	°C
• Trabajo	Kw/hr

2.3.- Especificación de los componentes químicos presentes en las corrientes del proceso.-

En este paso se señalan todos los componentes que pudieran estar presentes en cualquier corriente del proceso (incluidos los servicios auxiliares, si es que se calculan). Deberá verificarse primero si dichos componentes se encuentran en alguno de los bancos de datos de propiedades físicas del Aspen Plus, y si los bancos contienen, para cada uno de los componentes involucrados, los parámetros necesarios para llevar a cabo la simulación. De no existir esta información para algún componente, habrá que proporcionarla en el archivo de entrada.

El Aspen Plus contiene los siguientes cuatro bancos de datos:

a) *ASPEN PLUS Pure Component Data Bank*, que tiene datos de cuatrocientos setenta y dos componentes.

b) *DIPPR Pure Component Data Bank*, que contiene datos de setecientos sesenta y seis componentes, bajo licencia del National Bureau of Standards (NBS), y que fue desarrollado por el Design Institute for Physical Property Data, bajo la supervisión del American Institute of Chemical Engineers (AIChE).

c) *Combustion Data Bank*, banco de datos especializado para casos en que se manejen sistemas gaseosos a temperaturas muy elevadas (por arriba de los seis mil grados Kelvin).

d) *Binary Data Bank*, que contiene datos de las constantes de Henry para cuarenta y nueve solutos en solución acuosa.

Por el tipo de proceso que se analiza y por las condiciones de temperatura prevaletentes, conviene utilizar ya sea el ASPEN PLUS Pure Component Data Bank o el DIPPR Pure Component Data Bank. Como el TEG es el único de los componentes que no está registrado en el ASPEN PLUS Pure Component Data Bank, se decidió utilizar el DIPPR Pure Component Data Bank por contenerlo.

El nombre de los componentes presentes en las corrientes del proceso bajo estudio, así como algunas de las constantes físicas que los caracterizan; se listan en la Tabla 2.2.

Componente	Fórmula	Peso Molecular	Punto de Burbuja (°C) @ 1 atm	Punto de fusión (°C) @ 1 atm
Dióxido de Carbono	CO ₂	44.01	-78.51	-56.6 ^(2,200)
Monóxido de Carbono	CO	28.01	-191.49	-207.0
Hidrógeno	H ₂	2.02	-252.87	-259.1
Ácido Sulfhídrico	H ₂ S	34.08	-60.31	-82.9
Metano	CH ₄	16.04	-161.52	-182.6
Etano	C ₂ H ₆	30.07	-88.58	-172.0
Propileno	C ₃ H ₆	42.08	-47.72	-185.0
Propano	C ₃ H ₈	44.10	-42.07	-187.1
i-Butano	C ₄ H ₁₀	58.12	-11.81	-145.0
n-Butano	C ₄ H ₁₀	58.12	-0.49	-135.0
Butileno	C ₄ H ₈	56.11	-5.00	-130.0
i-Pentano	C ₅ H ₁₂	72.15	27.84	-160.0
neo-Pentano	C ₅ H ₁₂	72.15	9.50	-20.0
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	72.15	36.06	-129.7
Hexano* (n-Hexano)	C ₆ H ₁₄	86.18	68.74	-94.0
Agua	H ₂ O	18.01	100.00	0.0
Trietilenglicol (TEG)	C ₆ H ₁₄ O ₄	150.20	288.00	-7.2

A falta de información completa, la fracción de hexanos y más pesados (hexano⁺) que representa, el 0.39 por ciento molar del total de la carga, se supondrá que está constituida únicamente por n-hexano.

2.4.- Especificación de los métodos y modelos a usarse en el cálculo de las propiedades termodinámicas.

En el Aspen Plus, los métodos y modelos usados para calcular las propiedades termodinámicas y de transporte se integran en varios *conjuntos de opción*. Cada conjunto de opción contiene los métodos y modelos necesarios para llevar a cabo una simulación. Las propiedades usadas en una simulación son los coeficientes de fugacidad, entalpías, densidades, entropías y energías libres. El simulador proporciona cuarenta y cuatro conjuntos de opción diferentes, que se fundamentan en diversos modelos de predicción de propiedades termodinámicas. En la siguiente tabla se muestran algunos de los conjuntos de opción que contiene el Aspen Plus, así como los modelos de propiedades termodinámicas en los cuales descansan.

Tabla 2.3.- Conjuntos de opción	
<i>Nombre del conjunto</i>	<i>Modelos de propiedades termodinámicas</i>
SYSOP1	Correlaciones de estados correspondientes: - Chao-Seader - Grayson-Streed
SYSOP2	
SYSOP3	Ecuaciones de estado: - Redlich-Kwong-Soave - Peng-Robinson - BWR-Lee-Starling - Redlich-Kwong-ASPEN - Lee-Kesler-Plöcker
SYSOP4	
SYSOP5	
SYSOP6	
SYSOP17	
SYSOP8	Modelo de coeficientes de actividad de Wilson: - Wilson/Redlich-Kwong
SYSOP9	Modelo de coeficientes de actividad de Van Laar: - Van Laar/Redlich-Kwong
SYSOP10	Modelo de coeficientes de actividad de Renon: - Renon (NRTL)/Redlich-Kwong
SYSOP11	Modelo de coeficientes de actividad de UNIQUAC: - UNIQUAC/Redlich-Kwong

La elección del conjunto de opción depende del tipo de mezcla que contenga el sistema, así como de las condiciones de operación del mismo. En la planta recuperadora de vapores se cuenta con una mezcla de hidrocarburos, que además tienen hidrógeno, agua, ácido sulfhídrico, dióxido y monóxido de carbono. En algunas partes del proceso la mezcla se encuentra como gas y en otras como mezcla líquido-vapor, por lo que cualquiera de los conjuntos de opción señalados en la tabla anterior puede ser utilizado para el cálculo de las propiedades termodinámicas.

Aspen Plus tiene la ventaja de que se pueden utilizar más de dos conjuntos de opción al llevar a cabo una simulación, lo cual es necesario cuando se tienen diferencias de presión muy elevadas entre una parte del proceso y otra, puesto que sería erróneo aplicar un mismo conjunto de opción, ya que en éstos se recomienda un intervalo de condiciones de operación, en donde el sistema se representa razonablemente. Ahora bien, el utilizar varios conjuntos de opción lleva a ciertas incongruencias en los resultados obtenidos en una simulación, ya que, si por ejemplo, se contara con dos equipos en serie, en donde la descarga de uno es la alimentación del otro, y si los dos equipos se calcularan con diferentes conjuntos de opción, la corriente que los une resultará con diversos valores en cada propiedad termodinámica, de acuerdo al conjunto de opción empleado, error que repercutiría en los cálculos subsecuentes. Es por ello que cuando se trata de un proceso en el cual las diferencias de presión no son exageradas a lo largo del mismo, es recomendable utilizar tan sólo un conjunto de opción para simular todos los equipos.

En el proceso que se analiza no existen diferencias de presión muy elevadas de una parte del proceso a otra, por lo que se seleccionará un sólo conjunto de opción.

De un análisis previo, en donde se compararon los resultados que se obtienen al simular por separado los equipos más representativos del proceso, con cada uno de los conjuntos de opción, se infiere que la mejor opción para el cálculo de las propiedades termodinámicas es el conjunto SYSOP4, es decir, el que se fundamenta en la ecuación de Peng-Robinson, ya que para todos los equipos, dicho conjunto reproduce de mejor manera

los balances de materia y energía señalados en el diagrama de flujo del proceso. Debe agregarse, que los modelos fundamentados en los coeficientes de actividad definitivamente no representan adecuadamente el comportamiento de los sistemas cuando éstos contienen hidrógeno.

Los resultados obtenidos de la simulación de cada equipo se encuentran agrupados en tablas en el Apéndice A del presente trabajo.

Los conjuntos de opción que se basan en los modelos de ecuaciones de estado predicen una cantidad de agua para la saturación de los hidrocarburos a las condiciones de presión y temperatura de la corriente de vapores que entra a la planta, diferente a la cantidad señalada en los balances de materia del diagrama de flujo del proceso de 56.48 kmol/hr. Por lo que el flujo de agua que satura los hidrocarburos, se considera para los cálculos subsecuentes, como aquella que resulta de utilizar el conjunto de opción SYSOP4, es decir, de 46.85 kmol/hr:

La ecuación de Peng-Robinson que se utilizará en el presente trabajo para simular la planta, fue desarrollada en la década de los setentas en el estudio del equilibrio líquido-vapor. Ésta ecuación de estado tiene la siguiente forma:

$$P = \frac{RT}{V - b_m} - \frac{a_m}{V(V + b_m) + b_m(V - b_m)}$$

en donde,

$$b_m = \sum_i x_i b_i$$

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

$$b_i = f_n(T, T_c, P_c)$$

$$a_i = f_n(T, T_c, P_c, w_i)$$

T_c y P_c son la temperatura y presión en el punto crítico y w el factor acéntrico, referentes a compuestos puros; k_{ij} es un coeficiente de interacción binaria determinado empíricamente y que caracteriza al sistema formado por el componente i y el componente j . El simulador Aspen Plus asigna el valor de cero al parámetro k_{ij} .

Al simular la torre deshidratadora T-301, con el valor de cero para el parámetro k_{ij} , se absorbe alrededor del 4.5 por ciento de los hidrocarburos alimentados, y tan sólo el 39.5 por ciento del agua contenida en el gas. Los resultados anteriores se deben a que, al utilizar un valor nulo para el parámetro de interacción binaria (k_{ij}), se infiere que los componentes son químicamente semejantes y que por lo tanto, el trietilénglicol no tendrá especial afinidad por el agua, lo cual es falso.

Con el fin de obtener mejores resultados al absorber el agua en trietilénglicol, fue necesario determinar el parámetro de interacción binaria (k_{ij}) que fuera apropiado para el par de componentes. Para determinar dicho parámetro, se realizó una regresión con los datos de composición experimental del equilibrio líquido-vapor para el sistema trietilénglicol-agua, cálculo que se efectuó con el mismo simulador Aspen Plus, pero en un archivo de entrada independiente al elaborado para la simulación del proceso, pero cuya estructura es similar.

Los datos experimentales de composición del equilibrio líquido-vapor para el sistema compuesto por trietilénglicol y agua, a tres diferentes presiones, se consignan en las tablas B.1, B.2 y B.3, que se encuentran también en el apéndice B.

El valor del parámetro k_{ij} que se obtuvo, mediante la regresión de los datos experimentales antes indicados, resultó ser de -1.0212. Con este valor se obtiene la desviación mínima en la predicción del punto de burbuja, con respecto a los datos experimentales. Dicho coeficiente se incorporó finalmente al archivo de entrada para llevar a cabo la simulación del proceso.

Al utilizar el parámetro k_y de -1.0212 en la simulación de la torre absorbedora, se absorbe toda el agua que entra a la torre y además la cantidad de hidrocarburos absorbidos en el glicol disminuye notablemente, ya que de 4.5 por ciento de hidrocarburos alimentados a la torre, que se absorbían cuando k_y es cero, ahora se absorbe tan sólo 0.42 por ciento con el valor de k_y igual a -1.0212.

2.5.- División del diagrama de flujo del proceso en bloques de operaciones unitarias.

Es necesario representar el diagrama de flujo del proceso en términos de bloques de operaciones unitarias, nombrar cada bloque y asignar a cada bloque las corrientes de entrada y salida.

En el archivo de entrada que se generó para la simulación de la planta recuperadora de vapores, se asignó a cada bloque el mismo nombre utilizado en el diagrama, por ejemplo, a la desetanizadora se le dio el nombre T-401. Ahora bien, como el diagrama de flujo no contiene una identificación de válvulas, aquellas que hubo necesidad de simular se nombraron con la letra "V", seguidas por un número consecutivo. En el diagrama que se presenta en el primer capítulo, se muestran los nombres de los equipos que corresponden al de los bloques, así como los códigos de las corrientes del proceso.

2.6.- Definición de las corrientes de alimentación al proceso.

En el proceso que se analiza, se cuenta con las siguientes tres corrientes de alimentación:

- 1.- Carga de vapores de hidrocarburos amargos, saturados con agua a la presión de 0.035 kg/cm² manométrica y a la temperatura de 50°C, y cuyo destino es el separador en la succión de la primera etapa de compresión. En la hoja de especificación de los vapores de alimentación a la planta recuperadora de Azcapotzalco se listan los porcentajes molares de diseño de cada componente, que concuerdan con la composición de los vapores indicada en el balance de materia del diagrama de flujo del proceso.

El flujo molar de cada uno de los componentes que constituyen la carga de vapores alimentados a la planta, así como la composición en por ciento molar de cada uno de ellos, se muestran en la tabla 2.4.

Tabla 2.4.- Composición de los vapores de alimentación a la planta recuperadora de Azcapotzalco

Componente	kmol/hr	% mol
• Bióxido de Carbono	2.74	0.79
• Monóxido de Carbono	1.94	0.58
• Hidrógeno	8.31	2.40
• Ácido Sulfhídrico	12.52	3.62
• Metano	103.43	29.91
• Etano	30.28	8.78
• Propileno	14.18	4.10
• Propano	47.86	13.84
• i-Butano	14.81	4.28
• n-Butano	25.99	7.52
• Butileno	5.36	1.55
• i-Pentano	16.18	4.68
• neo-Pentano	1.01	0.29
• n-Pentano	12.93	3.74
• n-Hexano	1.40	0.41
• Agua	46.85	13.55
Total	345.77	100.00

2.- Un flujo de 9.29 Kmol/hr de trietilénglicol, que entra al domo de la torre deshidratadora T-301, a una presión de 8.37 kg/cm² manométrica y temperatura de 57°C.

3.- Propano refrigerante, el cual intercambia calor en el equipo EX-403. Por no contar con información sobre las condiciones de operación del ciclo de refrigeración del propano, en la simulación del intercambiador EX-403, se consideró que la temperatura de entrada del propano al cambiador de calor, es la temperatura de saturación a una atmósfera de presión, es decir -40°C.

En la descripción que se hizo en el primer capítulo del sistema de refrigeración, se indicó que el equipo suministrado tiene una capacidad nominal diaria de 209 toneladas de propano condensado, cantidad que equivale a 198 kmol/hr de propano.

En el archivo de entrada, de cada una de las corrientes antes mencionadas, se especificó el flujo molar de los componentes químicos que las constituyen, así como las condiciones de presión y temperatura, a la entrada de la planta. El simulador, al proporcionarle los datos anteriores, automáticamente, determina la fase y entalpía características de la corriente, a través de un cálculo flash (autoevaporación) de dos fases.

Es importante hacer notar que el dato de presión proporcionada al simulador para cada corriente, debe darse en condiciones absolutas, por lo que a los valores de presión señalados en el diagrama de flujo del proceso, se les adicionó 0.795 kg/cm^2 , en el caso de que la planta se situara en la Refinería "18 de Marzo", en la Ciudad de México.

2.7.- Selección del modelo de operación unitaria para cada bloque y la especificación de las condiciones de operación del mismo.

En este paso, a cada bloque se le asocia el modelo apropiado Aspen de operación unitaria y se le asignan las condiciones de operación. A continuación se presentan dos tablas que contienen los nombres de los modelos de operación unitaria que se utilizaron para llevar a cabo la simulación del caso base, así como las variables que se especificaron para cada uno.

TABLA 2.5.- MODELOS DE OPERACIÓN UNITARIA UTILIZADOS EN LA SIMULACIÓN DEL CASO BASE


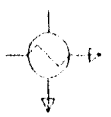
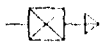






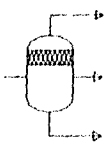

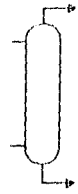

Operación	Símbolo	Modelo Aspen	Variables Especificadas
<ul style="list-style-type: none"> · Enfriamiento · Condensación 		Heater	<ul style="list-style-type: none"> · Temperatura y Presión de salida · Presión y fracción de vapor de salida
<ul style="list-style-type: none"> · Intercambio de calor 		Heatx	<ul style="list-style-type: none"> · Temperatura y presión de salida de una de las corrientes
<ul style="list-style-type: none"> · Reducción de presión 		Heater	<ul style="list-style-type: none"> · Presión y carga de calor de salida
<ul style="list-style-type: none"> · Mezclado 	 	Mixer	<ul style="list-style-type: none"> · Presión de salida
<ul style="list-style-type: none"> · División de corrientes 		Fsplit	<ul style="list-style-type: none"> · Presión de salida y fracción de la corriente de entrada en la salida
<ul style="list-style-type: none"> · Bombeo 		Pump	<ul style="list-style-type: none"> · Presión de descarga
<ul style="list-style-type: none"> · Compresión 		Compr	<ul style="list-style-type: none"> · El tipo de compresor y la presión de salida
<ul style="list-style-type: none"> · Tanque flash de dos fases 		Flash2	<ul style="list-style-type: none"> · Temperatura y presión de salida

TABLA 2.6.- MODELOS DE OPERACIÓN UNITARIA UTILIZADOS EN LA SIMULACIÓN DEL CASO BASE

Operación	Símbolo	Modelo Aspen	Variables Especificadas
· Tanque flash de tres fases		Flash3	· Temperatura y presión de salida
· Separador de componentes (Endulzamiento)		Sep2	· Temperatura y presión de salida, y la fracción de los componentes de la corriente de entrada en la salida
· Absorción		Radfrac	· Número de etapas, perfiles de presión y temperatura, carga térmica del domo y del fondo, y la fracción vapor del destilado
· Destilación		Radfrac	· Número de etapas, etapa de alimentación, perfil de presión, carga térmica del domo, temperatura de salida del reboiler (tipo termosifón), fracción vapor del destilado, y el flujo molar por fondo

Es importante señalar que el cambiador de calor EX-301, como se menciona en la descripción del proceso, se simula como un enfriador de gases deshidratados, ya que estos tienen, a la salida de la torre absorbidora, una temperatura mayor a la adecuada en la entrada del tercer compresor, y no una temperatura menor como se indica en el diagrama de flujo del proceso.

Los rehervidores de las torres desetanizadora y desbutanizadora no se simularon como equipos independientes. Como se aprecia en la tabla 2.6, los rehervidores de las torres fraccionadoras se especificaron dentro del cálculo de la columna, y como se sabe de antemano que se trata de dos intercambiadores del tipo termosifón y, que el modelo *Radfrac* tiene la opción de cálculo de este tipo de intercambiadores, sólo fue necesario proporcionar para su simulación la temperatura de salida del rehervidor, propiedad que sí se indica en el diagrama para ambos equipos.

Como se explicó en la descripción del proceso, la sección de endulzamiento se calcula como un separador de componentes, en donde además de cumplir con el balance de materia señalado en el diagrama de flujo del proceso, se llevan las corrientes de salida a las condiciones de presión y temperatura indicadas en el diagrama.

2.8.- Definición de las corrientes de corte y selección del método para su convergencia.

Al representar el diagrama de flujo mediante bloques, se identifican fácilmente los ciclos presentes en el proceso y por lo tanto las posibles corrientes de corte. Una corriente de corte es cualquiera de las que constituyen el ciclo y que al darle valores estimados de composición, temperatura y presión, rompen dicho ciclo y permiten el cálculo de los equipos involucrados.

En la simulación del caso base, las corrientes de corte fueron seleccionadas de acuerdo a la información disponible y por la importancia que tienen dentro del ciclo. En

el diagrama de flujo del proceso que se desea simular, se distinguen los siguientes tres ciclos:

1.- El primero involucra a los bloques EX-402, EX-403, D-402, V-401, V-402, T-401 y MX, que corresponden a la sección de enfriamiento y a la torre desetanizadora. La corriente de corte especificada para este ciclo es la denominada C45, la cual entra al intercambiador entre la carga y el producto de la desetanizadora (EX-402).

2.- Otro de los ciclos que se distinguen en el proceso, es el que corresponde a la zona de rectificación de la torre desbutanizadora, es decir, el que involucra a los bloques T-402, EX-406, P-402 y DIV. Por lo tanto la corriente de corte de dicho ciclo, la denominada C52, es la que equivale al reflujo de la torre.

3.- Finalmente el tercer ciclo está conformado por la torre desbutanizadora (T-402) y por el intercambiador (EX-407), en donde intercambian calor la carga y el producto de la misma torre desbutanizadora. La corriente de corte que se seleccionó en este caso, es la C41, producto de la torre desbutanizadora.

Debe hacerse notar, que el archivo de entrada contiene instrucciones para que la secuencia de convergencia de los tres ciclos se efectúe en el mismo orden que se ha seguido al describirlas.

La asignación de valores a las corrientes de corte se hace de igual manera que la especificación de valores a las corrientes de alimentación al proceso. El simulador Aspen Plus cuenta con varios métodos para hacer converger las corrientes de corte, de los cuales se escogió el *método Broyden*, que además de arrojar los mejores resultados, converge en un intervalo de tiempo más corto.

Resultados de la simulación

En general, se obtuvieron resultados satisfactorios al llevar a cabo la simulación del caso base, ya que éstos son parecidos a los consignados en el diagrama de flujo del proceso. En particular se obtuvo mejor concordancia cuando se utilizó el conjunto SYSOP4, fundamentado en la ecuación de estado de Peng-Robinson.

Los resultados obtenidos de la composición y otras características de cada corriente del proceso se consignan en el apéndice C.

Con respecto a los productos, es decir, al gas combustible, gas L. P., y naftas recuperados, se cumplen las especificaciones demandadas por Pemex en las bases de diseño de la planta recuperadora de vapores para la refinería de Azcapotzalco, tanto en las condiciones de presión y temperatura de entrega de productos en el límite de batería de la planta, como en la composición y rendimiento requeridos en cada producto.

Para comparar los resultados obtenidos al utilizar el simulador de procesos Aspen Plus y los señalados en el diagrama de flujo, consideraremos la diferencia entre valores. A continuación se presenta una tabla en donde se muestran las especificaciones de composición a cumplir, se comparan con los valores consignados en el diagrama de flujo y con aquellos que se obtuvieron al calcular el caso base mediante el simulador Aspen Plus.

Tabla 2.7.- Tabla comparativa de resultados				
	Base de diseño de Pemex	*DFP	Aspen Plus	Variación
Gas Combustible				
Recuperación en %:	100	100.00	99.97	0.03
• Metano	mayor o igual que 93	98.98	95.54	3.44
• Etano	menor o igual que 15	9.76	10.09	0.33
• Propano y más pesados				
Gas L. P.				
Recuperación en %:	menor o igual que 7	1.02	4.33	3.31
• Etano				
Impureza en %:	menor o igual que 5	2.74	2.35	0.39
• Pentano y más pesados				
Nafta				
Recuperación en %:	menor o igual que 5	0.13	0.13	0.00
• Butanos				

* DFP: Diagrama de flujo del proceso.

En la Tabla 2.7 se aprecia que, aún cuando se cumple con la recuperación especificada de etano en el gas combustible y en el gas L. P., el valor del etano recuperado obtenido con el simulador varía algo con respecto a lo indicado en el diagrama de flujo. Los resultados restantes son muy semejantes entre sí.

Para cada una de las secciones de la planta conviene destacar lo siguiente:

• **Captación y compresión de vapores.**- Tanto en la primera etapa de compresión como en la segunda se obtuvieron casi las mismas temperaturas de descarga que las indicadas en el diagrama de flujo. Las temperaturas tan sólo difieren en el caso del primer compresor en un grado centígrado, y en quince grados para el segundo compresor. Estas pequeñas diferencias en temperatura pueden deberse en parte a la cantidad de agua que entra a la planta, la cuál como ya se mencionó, difiere de la cantidad indicada en el diagrama, por ser otra cantidad la que estima la ecuación de Peng-Robinson para la saturación de los vapores a la temperatura y presión de alimentación a la planta.

Con respecto a la cantidad de agua que debe ser separada en esta sección, con el simulador se estimó la necesaria para que a la torre deshidratadora (T-301) llegara la menor cantidad de ella, sin que por esto hubiera condensación de hidrocarburos en los separadores D-102 y D-103, tal y como lo indica el balance de materia de esta sección de la planta en el diagrama de flujo.

- *Deshidratación.*- Al llevar a cabo la simulación de la planta, los vapores de hidrocarburos dulces que entran a la torre deshidratadora (T-301) contienen casi la misma cantidad de agua que la consignada en el diagrama de flujo; tan sólo varía en 0.24 kmol/hr.

Al igual que lo indicado en el balance de materia alrededor de este equipo en el diagrama de flujo, el agua contenida en los vapores de hidrocarburos es absorbida en su totalidad por el trietilenglicol (TEG), pero en el cálculo realizado con el simulador se estima que también son absorbidos 0.32 por ciento de los hidrocarburos alimentados a la planta.

El balance de energía no coincide con lo señalado en el diagrama de flujo para esta torre, es decir, la temperatura de salida del gas de la torre aumenta considerablemente con respecto a la temperatura de entrada del gas, y no disminuye como lo indica el diagrama de flujo. La temperatura de salida del líquido de la torre, al igual que lo señalado en el diagrama de flujo, es menor a la temperatura del líquido de entrada.

Se sabe que el calor liberado por el agua absorbida, es igual al calor latente de vaporización más el calor de solución del agua líquida en el glicol. La corriente gaseosa tiene una capacidad calorífica total mucho mayor que la corriente líquida, por lo que la temperatura del líquido que sale de la torre resulta aproximadamente igual a la temperatura de entrada del gas que contiene agua, por lo que es de esperar que efectivamente la temperatura del gas de salida sea mayor al de entrada, y no menor como lo indica el diagrama de flujo de proceso. Cabe señalar que cualquier conjunto de opción que se utilice

para determinar las propiedades termodinámicas del sistema, estiman una temperatura mayor del gas de salida que la que posee el gas de entrada.

- *Tercera etapa de compresión y enfriamiento de vapores.*- La diferencia de temperatura de la corriente de descarga del tercer compresor en la simulación del caso base, con respecto a la temperatura consignada en el diagrama de flujo es de 14 grados centígrados.

La condensación parcial de los hidrocarburos en el tren de enfriamiento resultó tal como se esperaba, pero en el separador de carga a la desetanizadora (D-402), la cantidad de vapor separado calculada con el simulador es ligeramente mayor (26.3%) que la indicada en el diagrama de flujo (24.1%), lo cual como se aprecia en la Tabla 2.7, conduce a una ligera disminución en la recuperación de etano en el gas combustible.

- *Fraccionamiento.*- La separación en la torre desetanizadora (T-401), corresponde a la indicada en el diagrama, excepto en la separación de etano, por las razones antes mencionadas.

En relación al balance de energía alrededor de esta torre, al utilizar el simulador Aspen, se obtiene una temperatura de la corriente de entrada a la torre de -37.16°C , la cual difiere de la indicada en el diagrama, de -19°C , ambas a la misma presión. Esta corriente antes de llegar a la torre, se hace pasar por una válvula reductora de presión, de 17.49 kg/cm^2 manométrica a 8.69 kg/cm^2 manométrica, lo que produce un aumento en la temperatura de -32°C a -19°C , según datos citados en el diagrama, y no una disminución de temperatura que es lo que se esperaría al reducir la presión de la corriente.

Es importante mencionar que todos los conjuntos de opción que calculan las propiedades termodinámicas arrojan el mismo resultado en relación a la temperatura de entrada a la torre desetanizadora, que el conjunto SYSOP4.

A pesar de lo anterior, las temperaturas estimadas con el simulador Aspen, tanto para la corriente de salida del domo de la torre, como la que sale por el fondo, son las mismas que las señaladas en el diagrama de flujo.

Con respecto a la torre desbutanizadora (T-402), el balance de energía que arroja la simulación del caso base utilizando el Aspen Plus, es muy parecido a los valores consignados en el diagrama de flujo. La separación de la mayoría de los componentes presentes en la corriente de entrada a la torre se da de forma similar a la indicada en el diagrama de flujo, excepto para el neopentano, ya que en vez de obtener por el destilado alrededor de 32% del que entra a la torre, como lo indica el balance de materia en el diagrama de flujo, se obtiene el 99%, lo cual es erróneo.

Lo anterior se puede deber a que en las bases de diseño consignan la presencia de dos isopentanos, pero no aclaran cuáles son. Se considero en la simulación, que uno de los isopentanos era el 2-metil butano y el otro el 2-dimetil propano (neopentano). Es posible que la segunda suposición sea errónea, dado que el neopentano es muy volátil y por ello se presenta preferentemente en el destilado.

CAPÍTULO 3

**BASES DE DISEÑO Y ANÁLISIS DE COSTOS DE LA PLANTA
RECUPERADORA DE VAPORES DE LA REFINERÍA DE TULA**

BASES DE DISEÑO Y ANÁLISIS DE COSTOS DE LA PLANTA RECUPERADORA DE VAPORES DE LA REFINERÍA DE TULA

Señalamos en el primer capítulo que el presente estudio comprende la adaptación del proceso de recuperación de vapores de hidrocarburos a las condiciones de flujo y composición de los desfuegos que se envían al quemador de campo en la refinería de Tula.

Debe decirse que, por razones económicas, cualquier refinería debe tener una planta recuperadora de vapores, y en particular la refinería de Tula por el impacto que las emisiones tienen sobre el cercano Valle de México. El trabajo no tendrá como límite la adaptación del proceso base analizado a las condiciones de la refinería de Tula, dado que lo ampliaremos a la búsqueda de modificaciones que mejoren la eficiencia y eleven su rendimiento económico.

Para facilitar el análisis decidimos dividir el diagrama del proceso en dos grandes bloques; el primero comprende la primera y segunda etapas de compresión, las de endulzamiento y deshidratación de gases y la tercera etapa de compresión. En el segundo bloque estudiaremos las secciones de enfriamiento y fraccionamiento de vapores de hidrocarburos.

A continuación se presentan las bases de diseño que establecimos para poder llevar a cabo el dicho análisis.

3.1.- Capacidad de diseño de la planta.

Al ser los vapores una corriente residual de varios procesos en una refinería, su composición es variable y el volumen fluctúa día con día. Sin embargo, mostraremos en la tabla siguiente el gasto promedio mensual de desfuegos registrado de enero a julio de 1992, en la refinería "Miguel Hidalgo".

Mes	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio
m ³ /día*	49347	56513	88881	35514	49282	78758	60924

* Volumen expresado en condiciones estándar (1 atm y 20°C)

Como se observa en la tabla 3.1, el flujo máximo mensual diario fue de 88,881 metros cúbicos estándar en promedio y el flujo mínimo diario fue de 35,514 metros cúbicos estándar en promedio, lo cual quiere decir que el gasto promedio mensual fluctúa en un intervalo que comprende del 40% del valor máximo, a dicho valor.

Es obvio, que también el gasto presenta grandes fluctuaciones diarias, quizá semejantes en magnitud a las mensuales. En virtud de que el propósito de una planta recuperadora es aprovechar al máximo los desfogues, tomaremos como base de diseño una capacidad adicional de 60%, sobre el valor máximo mensual diario de 88,881 metros cúbicos estándar, por lo que determinamos como capacidad de diseño la cifra de 142,000 metros cúbicos estándar por día, o su equivalente de 5,014,000 pies cúbicos estándar por día.

3.2.- Condiciones de presión y temperatura de la carga de vapores.

Se supone que los vapores se alimentan a la planta recuperadora a una presión de 0.035 kg/cm² manométrica y a una temperatura de 50°C. Como la planta se sitúa en la refinería "Miguel Hidalgo", en Tula, para encontrar la presión absoluta se adiciona al valor de la presión manométrica la atmosférica de 0.812 kg/cm². La presión atmosférica para el caso de Tula, se calculó por medio de la siguiente ecuación:

$$\ln \frac{P_2}{P_1} = - \frac{Mgh}{RT}$$

o bien,

$$P_2 = P_1 e^{-bh} \quad (3.1)$$

en donde, P_2 es la presión atmosférica a la altura h , P_1 la presión atmosférica al nivel del mar, es decir 760 mmHg, h la altura sobre el nivel del mar, B es una constante que incluye al peso molecular del aire M , la constante de aceleración de la gravedad g , la constante general del gas ideal R y la temperatura T . La constante B tiene un valor de $1.168 \times 10^{-4} \text{ m}^{-1}$ y Tula está situada a 2060 m sobre el nivel del mar. Al aplicar la ecuación (3.1) encontramos que la presión atmosférica en Tula es 0.812 kg/cm^2 .

3.3.- Composición del vapor a recuperar.

La refinería de Tula cuenta con cuatro quemadores de campo: Q_1 , Q_2 , Q_3 y Q_4 . El quemador Q_4 es elevado. El quemador Q_3 recibe en total el 60% de los desfuegos de la refinería, desfuegos que proceden en partes iguales de los sectores 1 y 3. Los quemadores Q_1 , Q_2 y Q_4 sirven para eliminar el 12, 25 y 3 por ciento, respectivamente, de los desfuegos totales, de acuerdo a la información proporcionada por la Superintendencia de Pérdidas y Uso Eficiente de la Energía, adscrita a la Coordinación Ejecutiva de Producción de Pemex-Refinación. En la tabla 3.2, se consigna la composición volumétrica de cada corriente.

Componente	Quemadores				
	Q_1	Q_2	Q_3		Q_4
	% vol.	% vol.	Sector 1 % vol.	Sector 3 % vol.	% vol.
Hidrógeno	0.00	9.00	6.00	8.33	0.87
Ácido Sulfhídrico	1.62	10.08	9.60	10.03	76.97
Metano	5.89	31.70	29.00	33.28	12.83
Etano	0.96	14.00	13.25	13.48	3.89
Propileno	7.13	5.83	0.00	13.99	2.72
Propano	0.00	11.06	12.80	0.00	0.00
i-Butano	4.75	2.70	6.17	1.52	0.59
n-Butano	9.43	5.70	8.35	4.58	0.80
Butileno	9.71	0.83	0.88	4.66	0.80
2-trans-Buteno	18.15	0.00	0.00	0.95	0.11
2-cis-Buteno	11.98	0.00	0.00	0.23	0.00
i-Pentano	9.89	5.03	7.43	0.39	0.00
n-Pentano	11.07	4.01	6.52	4.12	0.48
n-Hexano	9.42	0.06	0.00	4.44	0.34
Total	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00

Con la información detallada de la composición de cada una de las corrientes de desfogue y de acuerdo a la capacidad de diseño de 142,000 metros cúbicos estándar por día, se estimaron los flujos de cada componente, como se muestra en la siguiente tabla.

Tabla 3.3.- Flujo molar total de vapores				
Componente	% vol.	m ³ /día	mol/día	Kmol/hr
Hidrógeno	6.57	9,328	288,114	12.00
Ácido Sulhídrico	10.91	15,496	478,610	19.94
Metano	27.89	39,327	1,214,659	50.61
Etano	11.75	16,686	515,382	21.47
Propileno	6.59	9,360	289,105	12.05
Propano	6.61	9,379	289,688	12.07
I-Butano	3.57	5,069	156,563	6.52
n-Butano	6.46	9,173	283,311	11.80
Butileno	3.06	4,344	134,151	5.59
2-trans-Buteno	2.47	3,502	108,169	4.51
2-clis-Buteno	1.51	2,139	66,078	2.75
I-Pentano	4.79	6,802	210,097	8.75
n-Pentano	5.54	7,863	242,860	10.12
n-Hexano	2.49	3,532	109,103	4.55
Total	100.01	142,000	4,365,890	182.73

Ahora bien, se supondrá que los vapores se encuentran saturados con agua a las condiciones de temperatura y presión antes señaladas. Utilizamos la ecuación de Peng-Robinson para estimar la máxima cantidad de vapor de agua que puede llevar la corriente de vapores. Encontramos que se satura con 27.99 kilomoles de agua por hora. Al considerar el agua, la composición se modifica según se indica en la tabla 3.4.

Tabla 3.4.- Composición de los vapores de alimentación a la planta recuperadora de Tula

Componente	Kmol/hr	% mol
Hidrógeno	12.00	5.69
Ácido Sulfhídrico	19.94	9.46
Metano	50.61	24.02
Etano	21.47	10.19
Propileno	12.05	5.72
Propano	12.07	5.73
i-Butano	6.52	3.09
n-Butano	11.80	5.60
Butileno	5.59	2.65
2-trans-Buteno	4.51	2.14
2-cis-Buteno	2.75	1.31
i-Pentano	8.75	4.15
n-Pentano	10.12	4.80
n-Hexano	4.55	2.16
Agua	27.99	13.28
Total	210.72	99.99

Conviene recordar que las constantes físicas de la mayoría de los componentes de la corriente de desfogues de Tula se listaron en la tabla 2.2, faltaría tan sólo agregar los valores para el 2-cis-buteno y el 2-trans-buteno que corresponden a:

Componente	Fórmula	Peso Molecular	Punto de Burbuja (°C) @ 1 atm	Punto de Fusión (°C) @ 1 atm
2-trans-Buteno	C ₄ H ₈	56.11	0.88	-105.55
2-cis-Buteno	C ₄ H ₈	56.11	3.72	-138.91

3.4.- Comparación entre las corrientes de entrada de Azcapotzalco y Tula.

Las principales diferencias en composición entre las corrientes de desfogue de la ex-refinería de Azcapotzalco y la de Tula son las siguientes:

- En Azcapotzalco se quemaban 345.77 Kmol/hr, de vapores mientras que tan sólo se quemarán 210.72 Kmol/hr en Tula. El hecho de que la refinería de Tula se diseñara en la década de los años sesenta, explica que tenga procesos e ingeniería más modernos que la refinería de Azcapotzalco y que las corrientes de desfogue sean menores, no obstante la mayor capacidad de refinación de Tula.

- El porcentaje molar de metano, propano y n-butano era bastante mayor en Azcapotzalco que en Tula. Por el contrario el porcentaje molar de hidrógeno, ácido sulfhídrico, etano, propileno, butileno, n-pentano y n-hexano presentes en el desfogue de Tula es mayor que el que imperaba en Azcapotzalco. Tula tiene equipo para hidrotratar naftas y destilados intermedios productos de la torre atmosférica y de vacío, más no Azcapotzalco, lo cual explica la mayor proporción de ácido sulfhídrico e hidrógeno en la corriente de Tula. La mayor capacidad de hidrodesintegración catalítica en lecho fluidizado de Tula quizá sea la razón para una mayor presencia de hidrocarburos no saturados.

3.5.- Especificación de los productos.

Se mantendrán las mismas especificaciones de los productos –gas seco, gas L.P. y nafta– indicadas en la descripción del proceso que aplicaba en Azcapotzalco.

3.6.- Servicios Auxiliares.

Para encontrar las condiciones óptimas de operación en los diferentes equipos que componen el proceso, se determinó el consumo de los servicios auxiliares requerido en cada uno de ellos. A continuación se definen las características de estos servicios con los que cuenta la refinería de Tula:

Tabla 3.5.- Servicios auxiliares de la refinería de Tula		
	<i>Presión (kg./cm²)*</i>	<i>Temperatura (C)</i>
1.- Vapor		
Alta (sobrecalentado)	41.60	375
Media (sobrecalentado)	19.10	269
Baja (saturado)	3.00	137
2.- Agua de enfriamiento		
Suministro	4.50	32
Retorno	3.50	42

* Presión manométrica

Se cuenta con propano como refrigerante a baja temperatura. En virtud de que el ciclo de refrigeración trasciende en los costos y de que buscaremos el ciclo más apropiado

para cada caso, no haremos en esta sección ninguna consideración adicional al respecto.

3.7.- Criterios generales de diseño.-

- En sentido estricto, la caída de presión en un intercambiador de calor debería incluirse dentro de los parámetros que se consideran para lograr un diseño óptimo. Sin embargo, para simplificar la tarea, decidimos fijar en 0.3 kg/cm^2 la caída de presión en todos los intercambiadores, valor que da un cierto margen de seguridad en el diseño. Como nos parecen adecuadas las caídas de presión en el resto de los equipos que utilizó Bufete Industrial, mantendremos los mismos valores.
- En la columna absorbadora de agua (T-301), que utiliza trietilenglicol (TEG) como líquido absorbente, se harán circular por la torre tres galones de TEG por libra de agua absorbida; lo cual equivale a 2.79 Kmol de TEG por Kmol de agua. Dicha regla de diseño para columnas absorbadoras a alta presión se coteja en el libro *Gas Purification* de Arthur Kohl y Fred Riesenfeld.
- El factor de servicio será de 8000 horas por año.

3.8.- Análisis de costos.-

En el análisis de las diferentes alternativas de diseño de algunas secciones del proceso, al igual que en la determinación de las mejores condiciones de operación, fue necesario realizar una evaluación económica del costo. El costo total fue calculado a partir de los costos fijos y los costos variables de los equipos involucrados.

El apéndice del libro *Chemical Engineering Economics*, de D. E. Garrett, contiene gráficas que sirven para estimar costos fijos de muy diferentes equipos, a precios de abril de 1987. El costo del equipo instalado se calculó aplicando los factores recomendados. Para actualizar el costo a junio de 1994 fue necesario buscar el índice de precios, dato que encontramos en el número de septiembre de 1994 en la revista *Chemical Engineering*.

La relación de costos resultante es:

$$C_{JUNIO 94} = C_{ABRIL 87} \left(\frac{I_{JUNIO 94}}{I_{ABRIL 87}} \right) = C_{ABRIL 87} \left(\frac{366.9}{320.0} \right)$$

Con relación a la depreciación, conviene puntualizar que se manejaron tres esquemas, que comprenden una depreciación acelerada de 2 años, otra moderada de 5 años y finalmente la normal de 10 años.

Respecto a los costos variables, tomamos en cuenta los siguientes costos unitarios de los servicios en la refinería de Tula:

- Agua de enfriamiento: N\$ 0.4062 por m³
- Energía eléctrica: N\$ 0.2183 por kw-hr
- Vapor de media y alta P>10 kg/cm²: N\$ 30.8322 por ton.
- Vapor de baja P<10 kg/cm²: N\$ 23.1242 por ton.

El costo del propano refrigerante que se emplea en la sección de enfriamiento de gases, se evalúa como el costo total del ciclo de refrigeración del mismo.

Es importante señalar que tanto los costos fijos como los costos variables se calcularon en dólares, al cambio de 1994 de 3.5 nuevos pesos por dólar en promedio.

A continuación se describe el análisis que realizamos, así como los resultados obtenidos, para cada uno de los dos bloques de estudio ya definidos con anterioridad.

CAPÍTULO 4

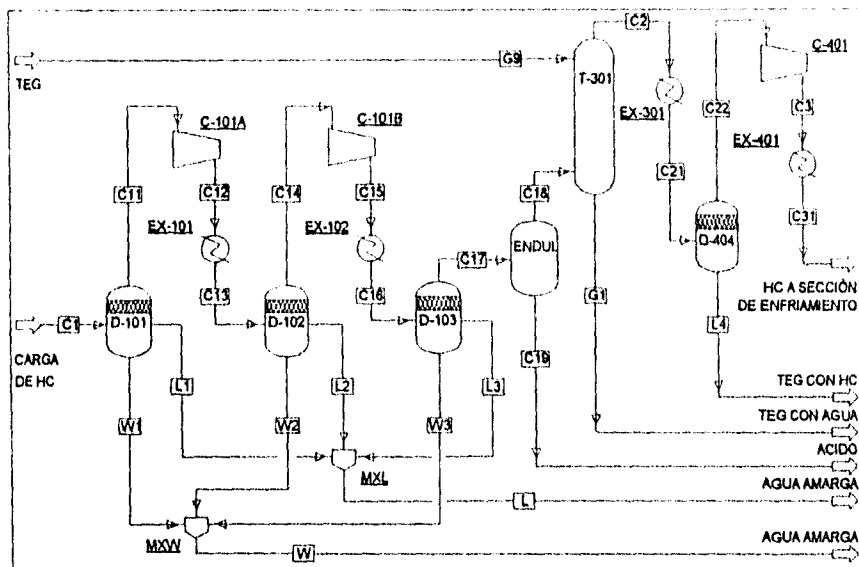
**ANÁLISIS DE LA SECCIÓN DE COMPRESIÓN DE LA PLANTA
RECUPERADORA DE VAPORES DE LA REFINERÍA DE TULA**

ANÁLISIS DE LA SECCIÓN DE COMPRESIÓN DE LA PLANTA RECUPERADORA DE VAPORES DE LA REFINERÍA DE TULA

En el proceso de recuperación de vapores existen tres etapas de compresión, la primera y la segunda separadas de la tercera etapa por las secciones de endulzamiento y deshidratación de gases. Al calcular el caso base, observamos que casi toda el agua que contienen los vapores es eliminada en los separadores localizados después de la primera y segunda etapa de compresión. Por lo tanto, uno de los objetivos que perseguimos al revisar la sección de compresión, fue la de encontrar la temperatura mas adecuada de salida en los interenfriadores EX-101 y EX-102, posteriores a la primera y segunda etapa de compresión, de suerte que logremos condensar la mayor cantidad de agua de la corriente de gases, con la mínima pérdida de hidrocarburos, es decir, que al enfriar las corrientes ya comprimidas sólo se formen dos fases: líquido y vapor, la líquida constituida principalmente por agua. De enfriar aún más los vapores podría formarse una segunda fase líquida de hidrocarburo, lo cual representaría en sí una pérdida.

Por otro lado, la corriente de gas seco a la salida de la torre deshidratadora (T-301), que lleva trazas de glicol, se enfría en el cambiador de calor EX-301 para posteriormente ser comprimida en una tercera etapa en el compresor C-401. Entre estos dos equipos se encuentra el separador D-404, que sirve para separar los hidrocarburos que se pudieran condensar junto con el glicol en el enfriador EX-301. Debido a que se desea recuperar la mayor cantidad de vapores de hidrocarburos, es importante también encontrar la temperatura de la corriente que sale del equipo EX-301, para que condense el glicol que contiene la corriente de gas deshidratado, pero sin arrastrar hidrocarburos en forma apreciable.

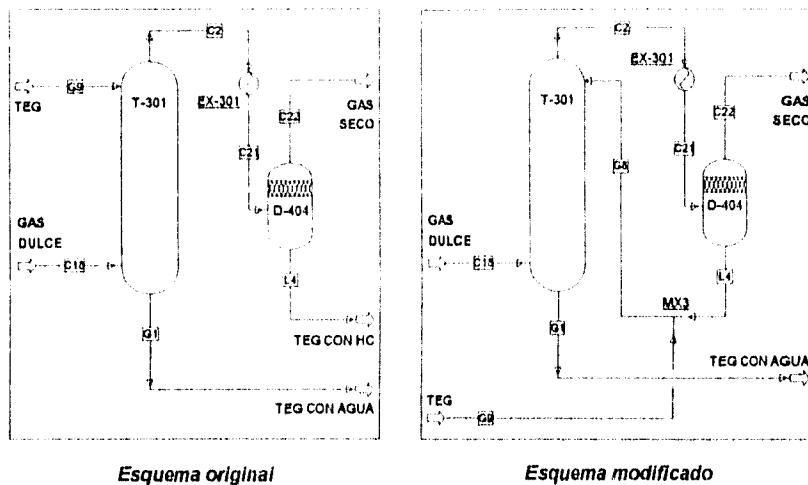
A continuación se presenta el esquema del primer bloque de la planta recuperadora de vapores, objeto de análisis del presente capítulo.



Sección de Compresión, Endulzamiento y Deshidratación de Gases

Es conveniente decir que una primera modificación al proceso consiste en recuperar el líquido que se condensa en el separador D-404; líquido que contiene TEG e hidrocarburos. Para ello la corriente L4 se une a la corriente de TEG fresco alimentado a la torre deshidratadora T-301. De esta forma las corrientes G9 y L4 se suman para dar la corriente G8. El cambio en el proceso se puede apreciar fácilmente en la siguiente ilustración:

Torre Deshidratadora



Esquema original

Esquema modificado

También cabe señalar que en el presente análisis se mantuvieron las mismas relaciones de compresión que indica el diagrama del proceso, ya que en un análisis preliminar se encontraron adecuadas, aunque posteriormente fue analizado el valor óptimo de la presión de descarga de la tercera etapa.

4.1.- Resultados.

El nivel de enfriamiento que se puede lograr en los intercambiadores de calor está condicionado a la temperatura del agua de enfriamiento que es de 32°C. Para el intercambiador de calor EX-101, encontramos que aún si lográramos enfriar los vapores a la temperatura del agua de enfriamiento de 32°C, no se formarían tres fases, a la presión de 2.63 kg/cm² abs., a la que se encuentran los vapores en dicho intercambiador, pero si se producen dos fases, una de ellas corresponde al agua que se desea eliminar. Para determinar la temperatura más adecuada de salida del enfriador EX-101 es necesario calcular el costo del primer bloque que estamos analizando, para diferentes valores de temperatura de salida.

Sin embargo, es importante hacer notar que el agua que pudiera condensar posteriormente en el enfriador EX-102 depende de la proporción que se condensó en el intercambiador de calor EX-101. Así, observamos que si la corriente a la salida del equipo EX-101 se mantiene a una temperatura mayor de 34°C, en el intercambiador de calor EX-102 se formarán sólo dos fases, siempre y cuando en este último intercambiador se mantenga el sistema a una presión de 9.04 kg/cm² abs. y a una temperatura mayor a 56°C.

Ahora bien, en el caso supuesto de que lográramos enfriar la corriente de salida del equipo EX-101 a menos de 34°C, con lo cual reduciríamos la proporción de agua en los vapores que se alimentan al segundo compresor, entonces ya no se condensaría agua en el enfriador EX-102, al enfriar el sistema a 56°C. Aún más, si reducimos la temperatura del sistema a menos de 56°C, entonces sí se formarán tres fases, pero el volumen de hidrocarburo condensado será mayor al del agua.

En virtud de que los vapores de hidrocarburos se encuentran prácticamente a la misma presión en los equipos D-103, T-301 y D-404, y con el objeto de evitar condensaciones indeseables de hidrocarburos, será necesario mantenerlos a una temperatura mayor o igual a 56°C, de acuerdo a los argumentos que hemos expuesto con anterioridad. Ahora bien, dado que la corriente de TEG fresco G9 tiene una temperatura de 57°C, esto nos permitirá enfriar algo más la corriente de gas seco C2 que sale de la torre deshidratadora T-301. Así podremos mezclar las corrientes L4 y G9, dando como resultado una corriente de TEG, que se alimenta a la torre T-301, con una temperatura igual o mayor de 56°C.

Para satisfacer la limitación impuesta de que la corriente G8 no alcance una temperatura menor de 56°C, calculamos que la temperatura de la corriente a la salida del enfriador EX-301 debe ser mayor o igual a 54°C, sin importar cual fue la temperatura de

los vapores a la salida de EX-101. Si la temperatura de la corriente L4 toma un valor de 54°C, la temperatura de la corriente G8 resulta ser de 56.7°C.

Bajo estas circunstancias, la corriente líquida L4 que sale del separador D-404 contiene el 99 por ciento del trietilenglicol y tan solo el 0.24 por ciento de los hidrocarburos de la corriente C2 de gas seco.

Resumiendo, la mayor parte del vapor de agua de los desfuegos se condensa en el enfriador EX-101 y se purga en el separador D-102, sea cual fuere la temperatura de salida en el enfriador EX-101, dentro de los límites razonables de proceso.

Además, no se condensan hidrocarburos ni en el separador D-102, ni en el D-103. En donde sí se presentan pequeñas pérdidas de hidrocarburos es en la sección de deshidratación de vapores.

De igual forma, cabe señalar que el glicol absorbe toda el agua en la torre deshidratadora y deja a los vapores de hidrocarburos libres de humedad. Esta situación se mantuvo para cualquier temperatura supuesta en el enfriador EX-101.

A continuación se muestran en las tablas 4.1 y 4.2 los resultados más significativos que obtuvimos al llevar a cabo el análisis del primer bloque de la planta, que comprende la secciones de compresión, endulzamiento y deshidratación de gases.

Temperatura de salida en EX-101 ^a (°C)	Flujo de agua en la corriente C18 (Kmol/hr)	Flujo de TEG requerido (Kmol/hr)	Pérdidas de hidrocarburos en la sección de deshidratación ^b (Kmol/hr)
35-50	3.30	9.91	1.93
34	3.26	9.77	1.95
33	3.07	9.21	2.06

a. Las temperaturas de salida más adecuadas en los equipos EX-102 y EX-301 son de 56°C y 54°C respectivamente.

b. Entran a la planta 160.79 Kmol/hr de hidrocarburos.

En la tabla 4.1 se observa que para temperaturas mayores de 34°C en la corriente de salida del equipo EX-101, la cantidad de agua que llega a la torre deshidratadora es siempre de 3.3 Kmol/hr y por lo tanto el flujo de TEG que se requiere para absorber dicha cantidad de agua en la torre T-301 es de 9.91 Kmol/hr. Lo anterior se debe a que a las condiciones de presión a las que se encuentran las corrientes de salida de los dos primeros compresores y permaneciendo la temperatura de salida del cambiador EX-102 en 56°C, la cantidad de agua que no llega a condensar en EX-101 a una cierta temperatura condensa en el intercambiador EX-102.

También se aprecia que la pérdida de hidrocarburos a través de este bloque es tan sólo el 1.2 por ciento de los hidrocarburos totales alimentados a la planta. Esta pérdida de hidrocarburos ocurre principalmente en la sección de deshidratación de vapores.

Ahora bien, para temperaturas menores a 34°C en la salida del intercambiador EX-101, disminuye la cantidad de vapor de agua que llega a la sección de deshidratación, debido a que se condensa más agua en los enfriadores EX-101 y EX-102, requiriéndose un menor flujo de TEG, pero aumentando ligeramente las pérdidas de hidrocarburos en la deshidratación del gas dulce.

Tabla 4.2.- Servicios auxiliares requeridos en el primer bloque de la planta

Cambiadores de calor						
Temperatura de salida en EX-101 (°C)	EX-101			EX-102		
	Carga de calor (KJ/seg)	Área (m ²)	Consumo de agua de enfriamiento (Kmol/hr)	Carga de calor (KJ/seg)	Área (m ²)	Consumo de agua de enfriamiento (Kmol/hr)
50	551.71	19.13	2450	283.13	6.86	1250
45	595.72	23.66	2650	254.40	6.38	1125
40	634.42	30.24	2820	229.45	6.04	1020
39	641.61	32.04	2855	224.86	5.97	1000
38	648.65	34.13	2890	220.31	5.91	975
37	655.52	36.61	2920	215.80	5.84	955
36	662.25	39.68	2950	211.31	5.77	935
35	668.83	43.66	2980	206.85	5.70	915
34	675.27	49.40	2990	202.42	5.63	900
33	681.58	59.35	3010	198.02	5.56	882

Temperatura de salida en EX-101 (°C)	EX-301			EX-401 ^a		
	Carga de calor (KJ/seg)	Área (m ²)	Consumo de agua de enfriamiento (Kmol/hr)	Carga de calor (KJ/seg)	Área (m ²)	Consumo de agua de enfriamiento (Kmol/hr)
50	90.36	3.61	400	435.69	24.57	1930
45	90.36	3.61	400	435.68	24.57	1930
40	90.36	3.61	400	435.68	24.57	1930
39	90.36	3.61	400	435.68	24.58	1924
38	90.36	3.61	400	435.68	24.58	1924
37	90.36	3.61	400	435.68	24.58	1924
36	90.36	3.61	400	435.68	24.58	1924
35	90.36	3.61	400	435.68	24.58	1924
34	89.86	3.59	400	435.41	24.57	1922
33	87.82	3.53	388	434.37	24.52	1920

a. En un primer análisis se fijó la temperatura en 40°C de la corriente que sale de EX-401.

Tabla 4.2.- Continuación

Compresores			
Temperatura de salida en EX-101 (°C)	C-101A	C-101B	C-401
	Potencia requerida (KW)	Potencia requerida (KW)	Potencia requerida (KW)
50	302.76	274.73	120.97
45	302.76	267.57	120.97
40	302.76	261.13	120.97
39	302.76	259.91	120.97
38	302.76	258.71	120.97
37	302.76	257.53	120.97
36	302.76	256.37	120.97
35	302.76	255.23	120.97
34	302.76	254.11	120.95
33	302.76	253.00	120.89

En la tabla 4.2 se aprecia que al disminuir la temperatura de salida del enfriador EX-101, la carga de calor que se intercambia entre el flujo de vapores y el agua de enfriamiento aumenta, al igual que el área del cambiador de calor, debido al acercamiento de temperatura que se presenta entre la corriente de salida de vapores y la corriente de entrada de agua de enfriamiento, además de requerir un mayor flujo de agua de enfriamiento para obtener temperaturas más bajas.

Como el trabajo de compresión es directamente proporcional a la temperatura del gas a comprimir y se mantienen las mismas relaciones de compresión, al disminuir la temperatura de salida en el enfriador EX-101, disminuye la potencia requerida en el segundo compresor.

Por otro lado, debido a que se obtienen temperaturas más bajas a la salida del compresor C-101B y llega un menor flujo total de vapores al intercambiador de calor EX-102 al condensarse más agua en EX-101, la carga de calor que se transfiere en EX-102 disminuye, de igual forma que el área del equipo y el consumo de agua de enfriamiento.

Para temperaturas mayores a 34°C a la salida del equipo EX-101, se observa que la carga de intercambio de calor no varía en el enfriador EX-301, ni el área de transferencia de calor y por consiguiente el consumo de agua de enfriamiento; pero sí disminuyen ligeramente en los casos en donde la temperatura de salida del cambiador EX-101 es de 34°C o menores; esto debido a que se presentan mayores pérdidas de hidrocarburos en la torre absorbidora de TEG y por tanto fluye una menor cantidad de vapores deshidratados a EX-301.

De igual manera, como a temperaturas mayores a 34°C de salida en el EX-101, la corriente de vapor seco que llega al tercer compresor C-401 es la misma, no se modificará ni la potencia requerida en dicho compresor, ni la carga de intercambio de calor,

área y consumo de agua de enfriamiento en el equipo EX-401. En el caso de que tuviéramos 34°C o menos a la salida del equipo EX-101, la potencia requerida en C-401 disminuiría ligeramente, así como la carga de calor, área y agua de enfriamiento en el intercambiador EX-401, debido a que el flujo de vapores de hidrocarburos que pasa por estos equipos sería ligeramente menor.

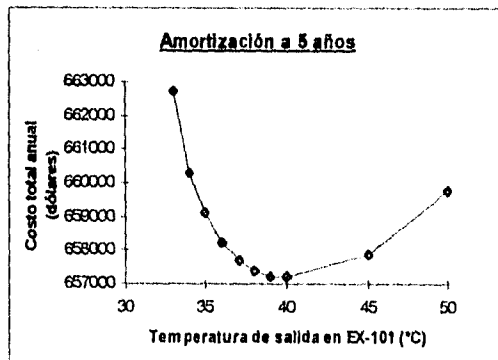
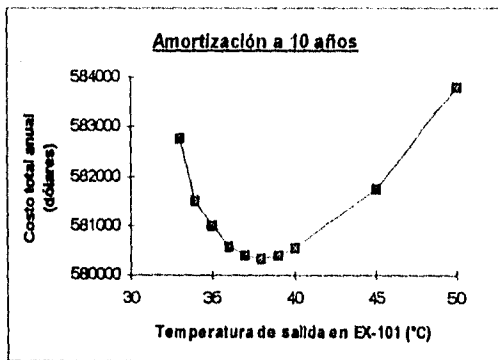
4.2.- Evaluación económica de la primera, segunda y tercera etapas de compresión.

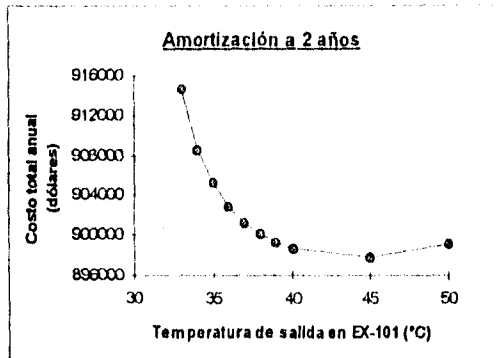
Como mencionamos con anterioridad, para encontrar la temperatura óptima de salida en el cambiador de calor EX-101 es necesario realizar una evaluación del costo total del bloque de la planta que estamos analizando, para cada una de las temperaturas que se fijaron a la salida de EX-101.

Dentro de esta evaluación económica se incluyen todos los equipos pertenecientes al primer bloque de la planta, excepto aquellos correspondientes a la sección de endulzamiento, por no haberse simulado, y que se supone constante de caso en caso. De igual forma, no obtuvimos el costo de la torre deshidratadora de vapores T-301, ya que no se modificó su estructura ni se modificó en gran medida el flujo de TEG requerido en cada caso. Estrictamente, deberíamos haber considerado el costo de estas dos secciones al calcular el costo total de la planta.

En la tabla 4.3 se sintetiza el resultado de la evaluación económica realizada para los diferentes casos contemplados, los cuales se ilustran en las siguientes tres gráficas.

Tabla 4.3.- Costo total (dólares)			
Temperatura de salida en EX-101 (°C)	Amortización		
	a 10 años	a 5 años	a 2 años
50	583794	659790	899177
45	581751	857902	897774
40	580535	657201	898899
39	580387	657228	899278
38	580334	657388	900109
37	580386	657707	901268
36	580583	658247	902888
35	580999	659128	905225
34	581504	660304	908522
33	582777	662738	914615





Puede observarse en las gráficas, que la temperatura óptima de la corriente de salida del intercambiador de calor EX-101 es 38°C cuando se amortiza en 10 años, 40°C cuando se amortiza en 5 años y 45°C para un periodo de amortización de 2 años. Lo anterior es fácilmente explicable por la trascendencia que en el costo total tiene el valor de los equipos de compresión e intercambio de calor.

Con relación a la temperatura originalmente propuesta de 50°C, se observa una reducción en el caso óptimo, amortizando el equipo a 10 años, de 3,460 dólares por año, 0.6% del costo total de esta sección.

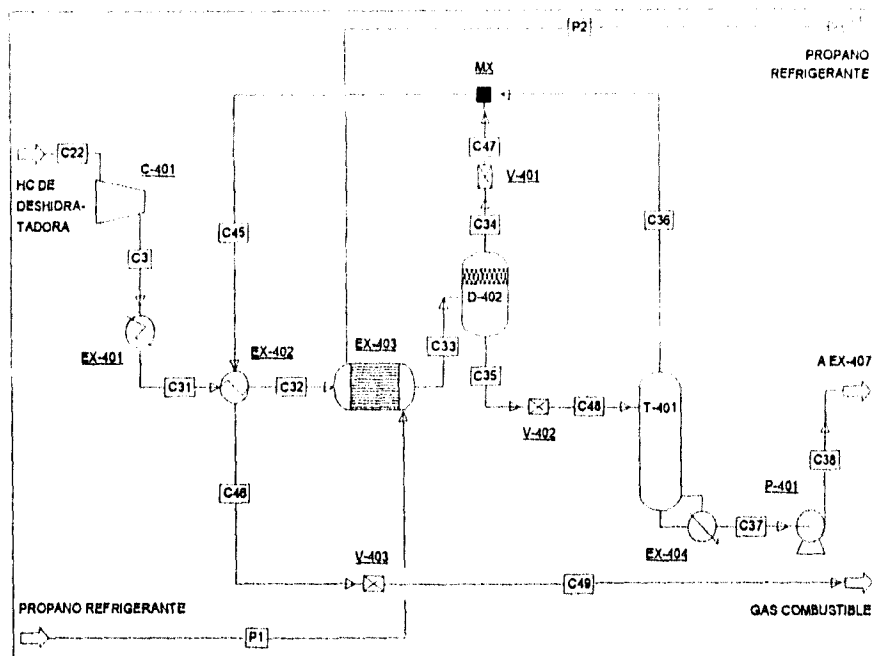
CAPÍTULO 5

**ANÁLISIS DEL DISEÑO ORIGINAL DE LA SECCIÓN DE
ENFRIAMIENTO DE GASES Y TORRE DEETANIZADORA DE LA
PLANTA RECUPERADORA DE VAPORES DE TULA**

**ANÁLISIS DEL DISEÑO ORIGINAL DE LA SECCIÓN
DE ENFRIAMIENTO DE GASES Y TORRE DESETANIZADORA DE LA
PLANTA RECUPERADORA DE VAPORES DE LA REFINERÍA DE TULA**

En esta parte se estudia la operación de los equipos que comprenden la sección de enfriamiento de gases una vez comprimidos, endulzados y libres de humedad, así como la sección de separación del gas combustible retirado del resto de los hidrocarburos en la torre desetanizadora T-401; respetando el esquema original del proceso, así como las condiciones de operación estipuladas en el diagrama de flujo del proceso de la planta. Estas dos secciones de la planta se calculan para la corriente de hidrocarburos provenientes de los desfuegos de la refinería de Tula. Debe decirse que sólo en el capítulo siguiente se analizarán diferentes esquemas de proceso para estas dos secciones, que permitan mejorar la separación de productos y por ende disminuir costos.

A continuación se muestra el diseño original de las dos secciones bajo estudio.



Sección de Enfriamiento y Torre Desetanzadora

Diseño Original

Cabe recordar que los vapores de hidrocarburos llegan a la sección de enfriamiento libres de agua, comprimidos por tercera vez en el equipo C-401 a una presión de 16.9 kg/cm² y condensados parcialmente en el interenfriador EX-401 a una temperatura de 40°C. En la tabla 5.1 se muestran aquellas condiciones de presión a la que se encuentran las diferentes corrientes del proceso en el esquema original, que no se modificaron al llevar a cabo la simulación.

<i>No. de corriente</i>	<i>Presión (kg/cm²) abs.</i>
C3	16.829
C31	16.629
C32	16.329
C33	16.029
C34	16.029
C35	16.029
C36	9.492
C38	12.812
C45	9.492
C46	9.192
C47	9.492
C48	9.502
C49	8.812

En el esquema original, la corriente de hidrocarburos C31 que se encuentra a 40°C de temperatura, intercambia calor en el equipo EX-402 con la corriente C45 constituida por el gas combustible residual, lo cual permite que la corriente de hidrocarburos a recuperar se enfríe y que se condensen otra vez parte de los hidrocarburos. Para el cálculo de este equipo se especificó en 30°C la temperatura de salida de la corriente de gas combustible que recibe calor.

En una segunda etapa, la corriente de hidrocarburos C32 se enfría en el cambiador de calor EX-403, hasta alcanzar a la salida (corriente C33) la temperatura de -32°C, con el objeto de que se trabaje la torre desetanizadora a baja temperatura y se evite la pérdida de componentes más pesados que el etano. En este caso la temperatura de la corriente C33 se mantuvo constante en -32°C. Vale la pena recordar que el líquido condensado en estas dos etapas de enfriamiento se separa del vapor en el tanque separador D-402 y que tanto al vapor como al líquido se les reduce su presión, provocando en la corriente que se alimenta en la torre la formación de dos fases. El vapor de separación se une a la corriente de producto del domo de la torre T-401. La columna trabaja a 9.5 kg/cm² de presión absoluta.

La torre desetanizadora que se diseñó para la planta que recuperaba los desfuegos de la ex-refinería de Azcapotzalco contemplaba 25 platos. Ahora bien, como en Tula la composición de los vapores es diferente a la que se tenía en Azcapotzalco, fue necesario determinar el número de platos requerido. Para ello se simuló la sección de enfriamiento y la torre desetanizadora variando el número de platos.

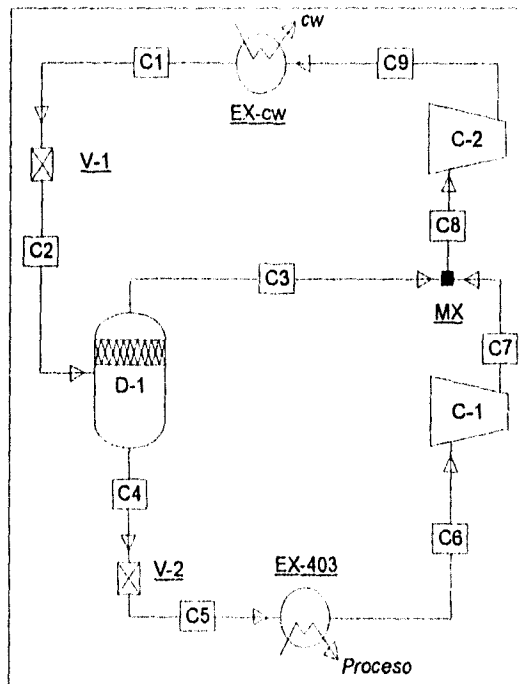
Posteriormente se realizó un estudio económico considerando no sólo el costo de la torre T-401, sino también el del resto de los equipos relacionados con estas dos secciones, del cambiador de calor EX-402 hasta la bomba P-401 que se encuentra a la salida de la torre T-401, dado que el diseño de estos equipos puede modificarse al modificar el número de platos.

Es importante hacer notar que sea cual fuere el número de platos que se seleccione para la columna, la corriente de alimentación C48 deberá ser alimentada al primer plato de la torre, debido a que en el diseño original se concibió a la columna de destilación T-401 sin condensador. Por otro lado, para llevar a cabo el análisis se utilizó la misma caída de presión de 2.08×10^{-3} kg/cm² por plato que se estipuló en el diseño de la planta de Azcapotzalco. Además, se estableció como especificación en el cálculo de la torre, que el producto de fondos se contamine con no más de 2.5% del etano contenido en la carga, de tal suerte que el producto constituido por el gas combustible contenga un mínimo de 97.5 % del etano alimentado a la planta.

En la evaluación económica de las dos secciones de la planta se consideraron los costos fijos y los costos variables de los equipos. Dentro de los costos variables se considero el costo total del ciclo de refrigeración de propano que se utiliza como refrigerante en el cambiador de calor EX-403, y el costo que representa no recuperar los vapores de propileno e hidrocarburos más pesados como gas L.P. y nafta que, salen por el domo de la torre desetanizadora y que se les dará el uso de gas combustible.

5.1.- Ciclo de refrigeración de propano.

Para simular el ciclo de refrigeración del propano y así determinar su costo, se calculó el esquema que considera los dos niveles de refrigeración del mismo, el primero de 40°C a 0°C y el segundo de 0°C a -40°C; esto con el fin de obtener una temperatura de -32°C para la corriente de proceso a la salida del cambiador de calor EX-403. Se presenta a continuación el esquema del ciclo de refrigeración que se simuló con el diseño original.



Ciclo de Refrigeración del Propano

La corriente C1 se encuentra a una presión de 14 kg/cm^2 , presión a la cual el propano se encuentra como líquido saturado a la temperatura de 40°C . Por medio de la válvula V-1 se lleva a cabo una expansión isoentálpica hasta alcanzar la temperatura de 0°C y presión de 4.83 kg/cm^2 . Después de separar en el equipo D-1 el vapor que se produjo en la primera expansión, el líquido se expande por segunda vez en la válvula V-2, con el fin de enfriar aún más la corriente de propano y alcanzar así la temperatura de -40°C a la presión de 1.14 kg/cm^2 .

Conviene hacer notar que la corriente C5, que intercambia calor con la corriente de proceso en el equipo EX-403, está formada por un 22 por ciento de vapor. Por lo tanto, al realizar la simulación de la sección de enfriamiento de los vapores de hidrocarburos, la corriente P1 se alimenta al enfriador EX-403 (ver esquema del diseño original), con las mismas características de la corriente C5 del esquema del ciclo de refrigeración antes mostrado. Finalmente, la corriente C6 que se encuentra como vapor saturado a -40°C se lleva a las condiciones iniciales de presión y temperatura de la corriente C1, a través de dos compresoras y de un Interenfriador, en donde el propano intercambia calor con agua de enfriamiento.

Para facilitar los cálculos, el ciclo de refrigeración se simuló con base a 1 Kmol/hr de propano refrigerante. Para dicho flujo de propano, el costo total anual del ciclo fue de $4,070$ dólares.

El costo total anual por concepto de propano refrigerante para flujos diferentes a 1 Kmol/hr , se determinó de la siguiente manera:

$$CTO_F = F(C_{AE} + C_{EE}) + (F^{0.8} C_{Comp} + F^{0.68} C_{CC})D$$

en donde, CTO_F es el costo total anual del ciclo de refrigeración para un flujo variable F de propano refrigerante. C_{AE} y C_{EE} son los costos variables anuales en dólares por

concepto de agua de enfriamiento y energía eléctrica para 1 kmol/hr de propano refrigerante. Por otra parte, C_{Comp} y C_{CC} son respectivamente los costos fijos en dólares de los equipos instalados de compresión y del cambiador de calor que utiliza agua de enfriamiento, es decir, antes de considerar su depreciación. Todos estos costos corresponden al ciclo que se simuló con 1 Kmol/hr de propano.

Los exponentes 0.8 y 0.68 a los que está elevado el flujo F , son los valores recomendados por D. E. Garret, para escalar el costo de inversión de un equipo de un cierto tamaño a otro. D es el factor de depreciación anual de la inversión fija. Al simplificar los términos, la ecuación toma la siguiente forma:

$$CTO_F = F \left[C_{AE} + C_{EE} + \left(\frac{C_{Comp}}{F^{0.8}} + \frac{C_{CC}}{F^{0.68}} \right) D \right]$$

Es importante señalar, que debido a que en la primera expansión se evapora parte del propano, el flujo de propano refrigerante F que fluye en el ciclo será igual al flujo de propano requerido en el cambiador de calor EX-403 dividido entre 0.71. El factor de 0.71 corresponde a la fracción líquida de propano separado en el equipo D-1 cuando se simula el ciclo de refrigeración con base a 1 kmol/hr de propano refrigerante.

5.2.- Costo de propileno y más pesados no recuperados.

El gas combustible cuesta cerca de 0.2 N\$/kg, el gas L.P. dulce de 0.55 N\$/kg y la nafta dulce de 0.42 N\$/kg, de acuerdo a los costos proporcionados por PEMEX en junio de 1994. Por lo tanto el producto más valioso que se obtiene en la planta recuperadora de vapores es el gas L.P., de tal manera que tiene relevancia considerar en el presente análisis económico, el costo total que representa el que los compuestos como el propileno y más pesados se escapan por el domo de la torre desetanizadora junto con el gas combustible producto. Sobre todo si se observa que los hidrocarburos no recupe-

rados en la torre desetanizadora están compuestos en su mayoría por propanos y butanos, que conforman el gas L.P.

Para determinar el costo total del propileno y más pesados que se obtienen como gas, primero se determinó el flujo másico de estos hidrocarburos en el gas combustible producto y posteriormente se multiplicó el flujo por 0.2 N\$/kg, que es el precio que se paga al vender dichos componentes como gas combustible y no como gas L.P. y nafta.

5.3.- Cálculo del diámetro de la columna desetanizadora T-401.

La capacidad máxima permisible de un plato para manejar flujos de gas y líquido es la que determina el diámetro mínimo posible de la columna. Para un flujo constante de líquido, al incrementar el flujo de gas se llega a un punto en el cual se inunda la torre, debido al arrastre excesivo de líquido. Además, al estar inundada la columna, se incrementa considerablemente la caída de presión y se dificulta el control de la operación. Un diseño racional exige que se trabaje con un cierto margen de seguridad por debajo de la condición de inundación.

También se puede producir una inundación al incrementar el flujo de líquido y mantener constante el de gas. El flujo excesivo de líquido puede superar la capacidad de las bajantes u otros pasajes, con el resultado final de que aumenta la cantidad de líquido en la columna, se incrementa la caída de presión y se presentan otras de las características de una columna inundada.

Los primeros trabajos de Souders y Brown, llevaron a la definición de un parámetro de capacidad C_{sb} . Los valores máximos permisibles de este parámetro de capacidad se han correlacionado con un parámetro de flujo F_{ig} , como se muestra en la figura presentada en el capítulo 18 del *Manual del Ingeniero Químico* de Robert H. Perry. Esta figura se puede utilizar para platos de malla, platos de válvulas y platos de cachucha de burbujeo, con el fin de obtener la velocidad de inundación del gas, y así determinar el área mínima que requiere cada plato.

Para lograr lo anterior, primero se determina el valor del parámetro de flujo adimensional F_{ig} por medio de la siguiente ecuación:

$$F_{ig} = \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0.5}$$

en donde, L/G es la relación de masa de líquido-gas en el plato de la columna que se estudia y, ρ_g y ρ_l son las densidades del gas y del líquido en ese plato, respectivamente. Posteriormente con el valor de F_{ig} se lee el valor correspondiente al parámetro de capacidad C_{sb} en la figura presentada en el *Manual del Ingeniero Químico*, considerando un espacio entre platos de 24 pulgadas. Una vez que se tiene el valor de C_{sb} , y con el valor de tensión superficial del líquido (σ), se obtiene la velocidad del gas de inundación U_{nf} :

$$U_{nf} = C_{sb} \left(\frac{\sigma}{20J} \right)^{0.2} \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.5}$$

Con el valor de U_{nf} , se determina el área mínima requerida del plato por medio de la definición de velocidad de un gas que fluye a través de un equipo de sección transversal A ;

$$U_{nf} = \frac{G}{A \rho_g}$$

Como la velocidad del gas que se obtiene de la fórmula anterior, está dada por el área neta en condiciones de inundación, la cuál resulta ser el área neta de flujo de vapor, es decir, la sección transversal menos el área bloqueada por los bajantes, el valor de A antes calculado se dividirá por un factor de 0.8, recomendado en el libro de Perry, para así obtener el valor del área total del plato.

Finalmente con el valor de diámetro obtenido para cada plato, se determina el valor del diámetro nominal con la ayuda de la tabla de diámetros nominales para tubos de acero comercial y cédula 10, que se consigna en el libro de Crane, *Flow of Fluids*.

Los valores de flujo y densidad para el gas y el líquido, así como la tensión superficial del líquido, para un plato dado de la columna se obtienen directamente del simulador de procesos.

Como en una columna de destilación las zonas de mayor flujo son el domo y el fondo, se determinaron solamente el diámetro del primer y último plato de la torre, seleccionando como diámetro de la columna el que presente una mayor medida.

Como resultado de los cálculos antes descritos, se encuentra que la zona de la columna que requiere mayor área es el fondo de la torre y que basta con considerar un diámetro nominal en la torre T-401 de 2 ft, para evitar la inundación, con el margen de seguridad especificado, independientemente del número de platos que requiera la torre.

5.4.- Cálculo del área de los cambiadores de calor.

La forma integrada de la ecuación general de Fourier para determinar el flujo de calor total transferido, en estado estable es:

$$Q = U A \Delta T_{MLDT}$$

donde ΔT_{MLDT} es la media logarítmica de la diferencia de temperaturas entre dos corrientes que intercambian calor en una superficie total A . El coeficiente total de transferencia de calor U se considera constante a lo largo de la trayectoria del cambiador de calor. El valor asignado a U para el tipo de fluidos que intercambian calor en el proceso bajo estudio es de 150 BTU/(ft² hr °F), o bien, 850 Watt/(m² K), según la tabla de valo-

res aproximados de los coeficientes totales para diseño que se consiguen en el apéndice del libro de *Procesos de Transferencia de Calor* de Donald Q. Kern.

Cabe mencionar que el simulador Aspen Plus asigna a U el valor de $150 \text{ Btu/h}^2\text{ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$, siempre y cuando disponga de las características de los dos fluidos que transfieren calor a través del equipo. Ésta es precisamente la situación que no presenta con todos los cambiadores de calor del proceso contemplados hasta el momento, es el caso del rehedidor EX-404 de la torre T-401, ya que este equipo se simuló como una etapa teórica más de equilibrio y no como un equipo adicional independiente de la columna. Por lo que, para determinar el área de dicho equipo se utilizó la ecuación de Foucault y por consiguiente el flujo de calor requerido que proporciona el simulador, para evaporar cierta cantidad del producto de fondos de la torre y así alcanzar la separación deseada en la columna.

En un equipo a flujo paralelo, la temperatura de salida de la corriente caliente queda restringida por la temperatura de salida de la corriente fría. Con el objeto de evitar esta restricción, todos los equipos de intercambio de calor del proceso de recuperación de vapores, fueron considerados con flujo a contracorriente. La media logarítmica de la diferencia de temperaturas para flujos a contracorriente es igual a

$$LMTD = \frac{(T_1 - T_2) - (T_4 - T_3)}{\ln \frac{T_1 - T_2}{T_4 - T_3}}$$

T_1 y T_2 son las temperaturas del fluido caliente y del fluido frío respectivamente y, en subíndices 1 y 2 se refieren a la entrada y la salida de los mismos.

res aproximados de los coeficientes totales para diseño que se consigna en el apéndice del libro de *Procesos de Transferencia de Calor* de Donald Q. Kern.

Cabe mencionar que el simulador Aspen Plus asigna a U el valor de 150 BTU/(ft² hr °F), siempre y cuando disponga de las características de los dos fluidos que transfieren calor a través del equipo. Ésta es precisamente la situación que se presenta con todos los cambiadores de calor del proceso contemplados hasta el momento, excepto el caso del rehervidor EX-404 de la torre T-401, ya que este equipo se simuló como una etapa teórica más de equilibrio y no como un equipo adicional independiente de la columna. Por lo que, para determinar el área de dicho equipo se utilizó la ecuación de Fourier y por consiguiente el flujo de calor requerido que proporciona el simulador, para evaporar cierta cantidad del producto de fondos de la torre y así alcanzar la separación deseada en la columna.

En un equipo a flujo paralelo, la temperatura de salida de la corriente caliente queda restringida por la temperatura de salida de la corriente fría. Con el objeto de evitar esta restricción, todos los equipos de intercambio de calor del proceso de recuperación de vapores, fueron considerados con flujo a contracorriente. La media logarítmica de la diferencia de temperaturas para flujos a contracorriente es igual a:

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

T y t son las temperaturas del fluido caliente y del fluido frío respectivamente y, los subíndices 1 y 2 se refieren a la entrada y la salida de los mismos.

5.5.- Resultados del análisis del diseño original.

Se presentan a continuación los resultados más significativos de la simulación del diseño original al considerar diferente número de platos en la columna desetanizadora T-401.

Tabla 5.2.- Resultados del análisis del diseño original						
No. de platos en T-401	% de propileno y más pesados no recuperados	Flujo por el fondo de la torre* (kmol/hr)	Flujo de calor en el rehovidor (KJ/seg)	Temperatura (°C)		
				Producto por domo, C36	Producto de fondo, C37	
5	13.308	66.87	357.80	0.98	62.83	
10	8.765	70.45	336.93	-8.70	60.34	
15	8.620	70.56	336.41	-9.10	60.31	
20	8.617	70.56	336.56	-9.11	60.37	
25	8.617	70.56	336.72	-9.11	60.42	

No. de platos en T-401	Temperatura (°C)				Fracción vapor		
	Salida de EX-402, C32	Salida de V-401, C47	Entrada a T-401, C48	Entrada a EX-402, C45	C32	C33	C48
5	32.67	-36.66	-34.62	-20.75	0.66	0.38	0.04
10	32.50	-36.66	-34.62	-26.54	0.66	0.38	0.04
15	32.49	-36.66	-34.62	-26.76	0.66	0.38	0.04
20	32.49	-36.66	-34.62	-26.77	0.66	0.38	0.04
25	32.49	-36.66	-34.62	-26.77	0.66	0.38	0.04

No. de platos en T-401	Potencia requerida en la bomba P-401 (KW)	Área de los cambiadores de calor (m ²)			Flujo de propano refrigerante requerido (Kmol/hr)
		EX-402	EX-403	EX-404	
5	1.752	2.61	16.45	5.17	101.07
10	1.787	2.52	16.41	4.75	100.72
15	1.783	2.53	16.41	4.74	100.70
20	1.777	2.53	16.41	4.75	100.70
25	1.772	2.53	16.41	4.75	100.70

* Flujo con el que se cumple el contenido máximo permitido de etano en el producto de fondo

Como era de esperarse, al aumentar las etapas de contacto entre las fases líquido y vapor dentro de la columna aumenta el grado de separación de los componentes, manifestándose en la disminución del porcentaje de propileno y más pesados no recuperados y el aumento de flujo del producto en el fondo de la torre, para una recuperación especificada de etano. En la tabla 5.2 se aprecia que a partir de 15 platos el grado de separación permanece prácticamente constante.

De igual manera puede explicarse que para una recuperación dada de etano, al aumentar el número de etapas y por lo tanto, al llegar al fondo de la torre una fase líquida más rica en componentes pesados, se requiera de menor evaporación en el rehervidor y por consiguiente disminuye el calor necesario para lograr la evaporación. Al disminuir la carga de calor en el rehervidor, es obvio que disminuye su tamaño, sin embargo, a partir de una columna con 10 platos el área de dicho rehervidor permanece constante.

Como se observa en la tabla 5.2, el área de los cambiadores de calor EX-402 y EX-403 permanece constante a partir de una columna dotada de 10 platos, siendo ligeramente mayor el área para el caso de una columna con 5 platos. Lo anterior se debe a que cuando se utilizan 5 platos, la temperatura de la corriente que sale del domo de la torre T-401 es aproximadamente 10°C mayor que cuando se consideran 10 ó más platos, lo cual a su vez provoca una menor diferencia de temperaturas entre las corrientes C45 y C32, aumentando así el área del cambiador de calor EX-402.

5.6.- Evaluación económica del diseño original.

A continuación se presenta un resumen de la evaluación económica que se realizó con el diseño original para diferente número de platos en la torre desetanizadora. Este resumen comprende tres tablas, cada una corresponde a tres diferentes grados de depreciación del equipo. Posteriormente se ilustra una gráfica del costo total contra número de platos en la torre T-401, a diferente tiempo de amortización.

• Amortización a 10 años:

Tabla 5.3.- Costo total anual del diseño original (Dólares)						
No. de platos	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor y bomba	Torre desetanizadora	Vapor y electricidad	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
5	15,044	4,976	32,181	325,915	247,088	625,202
10	14,789	9,952	30,372	324,869	182,738	542,720
15	14,790	14,939	30,325	324,810	160,042	544,906
20	14,792	19,919	30,335	324,810	159,983	549,839
25	14,789	24,899	30,348	324,810	159,983	554,827

• Amortización a 5 años:

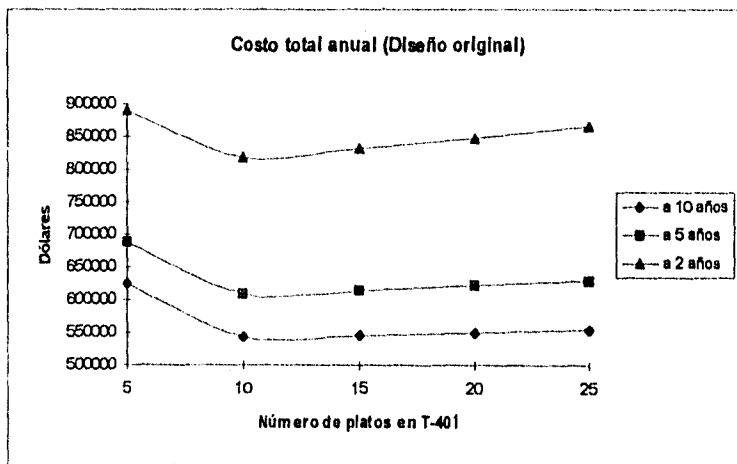
Tabla 5.3.- Costo total anual del diseño original (Dólares)

No. de platos	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor y bomba	Torre desetanizadora	Vapor y electricidad	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
5	23,543	7,788	32,181	378,405	247,086	689,003
10	23,145	15,575	30,372	377,224	162,738	609,054
15	23,146	23,380	30,325	377,157	160,042	614,050
20	23,150	31,173	30,335	377,157	159,983	621,798
25	23,144	38,966	30,346	377,157	159,983	629,596

• Amortización a 2 años:

Tabla 5.3.- Costo total anual del diseño original (Dólares)

No. de platos	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor y bomba	Torre desetanizadora	Vapor y electricidad	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
5	50,315	16,643	32,181	543,749	247,086	889,974
10	49,464	33,287	30,372	542,143	162,738	818,004
15	49,466	49,967	30,325	542,051	160,042	831,851
20	49,474	66,823	30,335	542,051	159,983	848,466
25	49,462	83,278	30,346	542,051	159,983	865,120



Al disminuir el tiempo de depreciación aumenta el costo anual de los equipos. Aún cuando el costo por concepto de propano refrigerante es un costo variable, éste aumenta al disminuir el tiempo de depreciación ya que para determinar su costo total anual también se deprecia el equipo del ciclo de refrigeración.

Se puede observar en la evaluación económica realizada para el diseño original, que para cualquier número de platos que se consideren en T-401 y para cualquier tiempo en el que se deprecie el equipo, el costo por concepto de propano refrigerante representa más de la mitad del costo total anual. El costo que resulta al no recuperar el propileno y más pesados es también uno de los costos más importantes. Ambos costos disminuyen al aumentar el número de platos en la torre, permaneciendo constantes a partir de los 15 platos, para cualquier tiempo de amortización que se considere.

Por otro lado, al aumentar el número de platos aumenta el costo fijo de la columna T-401, para cualquier lapso de tiempo en el que se deprecie el equipo.

El valor mínimo que se presenta en el flujo de calor en el rehervidor EX-404 al variar el número de platos en la torre (ver tabla 5.2), se refleja por igual en el costo variable por concepto de consumo de vapor y electricidad, como en el costo fijo de los cambiadores de calor y de la bomba.

De la gráfica se infiere que el número de platos óptimo en la torre desetanizadora, independientemente del tiempo de depreciación de los equipos, se encuentra entre 10 y 15 platos, acercándose por supuesto al número de 10 platos al depreciar a los equipos en menor tiempo. Se seleccionó la columna constituida por 15 platos para contar con un margen de seguridad, además de que a partir de este número la mayoría de los resultados no cambian de forma apreciable al aumentar el número de platos en la torre, como por ejemplo, el porcentaje de propileno y más pesados no recuperados y el flujo de propano refrigerante requerido en el cambiador de calor EX-403.

CAPÍTULO 6

**ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS DE DISEÑO PARA LA SECCIÓN DE
ENFRIAMIENTO DE GASES Y TORRE DEETANIZADORA DE LA
PLANTA RECUPERADORA DE VAPORES DE TULA**

**ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS DE DISEÑO PARA
LA SECCIÓN DE ENFRIAMIENTO Y TORRE DESETANIZADORA
DE LA PLANTA RECUPERADORA DE VAPORES DE LA REFINERÍA DE TULA**

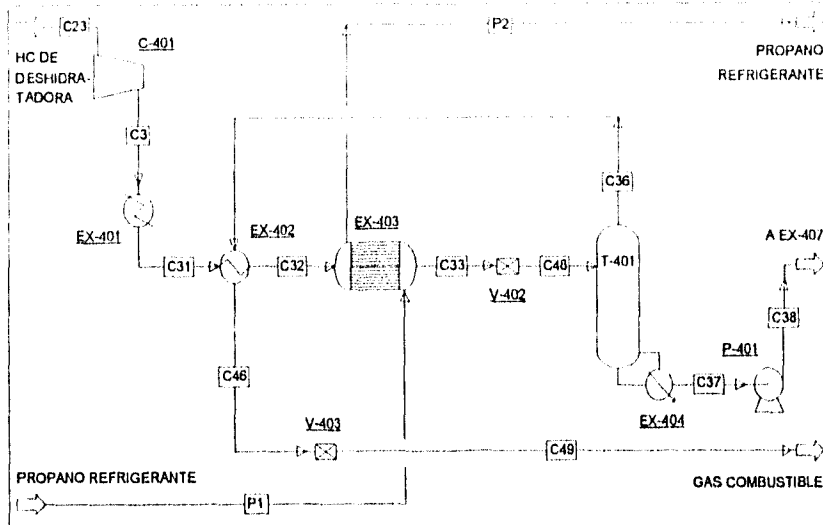
A continuación se presentan cinco diferentes esquemas de proceso relacionados con la sección de enfriamiento de vapores de hidrocarburos y con la torre desetanizadora. Con el propósito de analizar cada diseño y medir el beneficio que pudieran tener con respecto al diseño original, se simuló su comportamiento y se evaluó económicamente. Los diseños fueron evolutivos, esto es, de acuerdo a los resultados obtenidos en un esquema se proponían modificaciones y se generaba un nuevo esquema. Los diseños se presentan en el mismo orden en que fueron analizados.

Con el objeto de destacar el principio en que descansa cada alternativa de diseño, describiremos al principio, en forma reducida y con letra cursiva, en que consiste ésta, el diagrama de flujo resultante y su consecuencia en el costo total. Una vez cubierto el resumen, se procederá a hacer un análisis detallado de las propuestas.

6.1.- Eliminación del separador D-402 y de la válvula V-401.

Resumen

Dado que en una columna de destilación se suele obtener una mejor separación de componentes que en un separador tipo flash, se decidió considerar como primera alternativa el envío de toda la corriente de hidrocarburos a la torre desetanizadora, eliminando así el separador D-402. Se ilustra a continuación el esquema del primer ensayo de modificación de las dos secciones consideradas.



**Sección de Enfriamiento y Torre Desetanzadora
Primera Propuesta de Modificación
(Eliminación del separador D-402 y de la válvula V-401)**

Este esquema resulta inadecuado dado que se incrementa el costo total anual en 0.96%, al perderse una mayor proporción de propileno y más pesados por el domo de la torre desetanzadora, como consecuencia de aumentar la temperatura de vaporización de la corriente.

Tabla comparativa de costos entre los diferentes diseños (Dólares)					
Diseño	Inversión total *	Costo fijo anual **	Costo variable	Costo total anualizado	Reducción con respecto al diseño original (%)
• Original	167,961	29,729	515,177	544,908	—
• Eliminación de D-402 y V-401	168,069	29,748	520,391	550,139	-0.96

* Incluye EX-402, EX-403, EX-404, T-401 y P-401

** Para un tiempo de depreciación de 10 años

Descripción en detalle de la primera modificación

Al no considerar en la alternativa el equipo D-402 resulta innecesaria la válvula reductora de presión V-401. En esta primera alternativa de diseño, a toda la corriente C33 de salida del enfriador EX-403 se le reduce su presión de 16.029 kg/cm² a 9.502 kg/cm² en la válvula V-402, para posteriormente ser alimentada en el domo de la torre T-401. Con este cambio desaparecen del diseño original las corrientes C34, C35, C47 y se modifica la C45; las dos primeras corresponden al vapor y al líquido que se separan en el equipo D-402, respectivamente. La corriente C47 se refiere a la salida de la válvula V-401. La corriente C45, que se refiere a la entrada al intercambiador de calor EX-402, ahora es reemplazada por la corriente C36 que sale de la torre desetanizadora T-401.

Se especificó, al igual que en el diseño original, una recuperación de etano en el gas combustible de por lo menos 97.5% del contenido en la carga, y se consideraron 15 platos en la torre.

Conviene señalar que en el nuevo diseño se mantienen la presión original de diseño de la torre desetanizadora, y las temperaturas de las corrientes C48 y C33 que salen respectivamente de los enfriadores EX-402 y EX-403 fijadas en el diseño original.

Resultados del análisis de la primera propuesta de modificación

En la tabla 6.1 se resume el resultado obtenido en la simulación del esquema de proceso de las dos secciones que se analizan, al no considerar al separador D-402 ni la válvula V-401.

Tabla 6.1.- Resultados de la simulación de la primera propuesta de modificación al eliminar el separador D-402				
% de propileno y más pesados no recuperados	Flujo por el fondo de la torre* (kmol/hr)	Flujo de calor en el rehervidor (KJ/seg)	Temperatura (°C)	
			Producto por domo, C36	Producto de fondo, C37
8.94	70.31	336.93	-27.48	60.58
Temperatura (°C)		Fracción vapor		
Salida de EX-402, C32	Entrada a T-401, C48	C32	C33	C48
32.37	-37.95	0.66	0.38	0.43
Potencia requerida en la bomba P-401 (KW)	Área de los cambiadores de calor (m ²)			Flujo de propano refrigerante requerido (Kmol/hr)
1.76	EX-402	EX-403	EX-404	100.46
	2.56	16.39	4.76	

* Flujo con el que se cumple el contenido máximo permitido de etano en el producto de fondo

Puede apreciarse en la tabla 6.1, que al eliminar el separador D-402, se incrementa ligeramente el porcentaje de propileno y más pesados no recuperados como gas L.P. y nafta. Lo anterior se explica debido a que en el diseño original se efectúa una autoevaporación (flash) en el separador D-402 a mayor presión y menor temperatura que la que se produce en el primer plato de la torre desetanizadora correspondiente al esquema sin separador.

En virtud de que la recuperación de etano es fija y, de acuerdo a las leyes de Raoult y Dalton, al quitar el separador se incrementa la fracción molar en el vapor de los componentes más pesados que el etano, dado que se aumenta la temperatura y se reduce la presión.

El resultado obtenido se refleja en el análisis de costos de la primera alternativa, ya que el costo total anual del nuevo diseño es alrededor de 5,000 dólares mayor que el costo total anual del diseño original, debido al propileno y más pesados no recuperados como gas L.P. y nafta, ya que el resto de los renglones de costo no presenta cambios considerables. Esto se puede observar en la tabla 4.5 para cualquier tiempo en el que se deprecie al equipo.

Amortización (años)	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor y bomba	Torre desetinizadora*	Vapor y electricidad	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
10	14,809	14,939	30,370	324,092	165,929	550,139
5	23,175	23,380	30,370	376,347	165,929	619,201
2	49,529	49,967	30,370	540,949	165,929	836,744

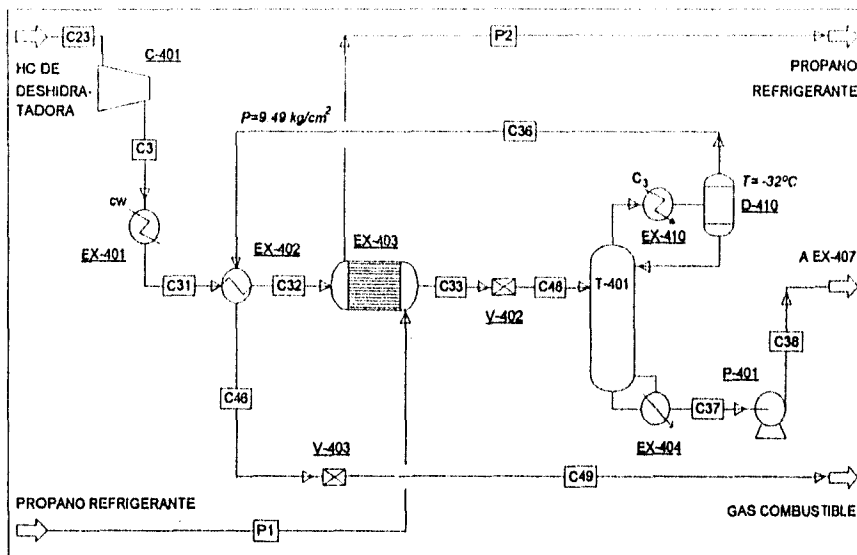
* El diámetro nominal de la torre es de 2 ft

Es deseable autoevaporar a mayor presión y menor temperatura, pero antes analizaremos el efecto de incorporar a la torre agotadora, una sección de rectificación.

6.2.- Incorporación de etapas de rectificación en la torre desetanizadora.

Resumen

En el diseño original, la torre desetanizadora no cuenta con condensador y por lo tanto no rectifica; en la presente alternativa se considera la instalación de un condensador y de varias etapas de rectificación. A continuación se muestra el nuevo esquema propuesto.



**Sección de Enfriamiento y Torre Desetanizadora
Segunda Propuesta de Modificación
(Torre Desetanizadora con etapas de rectificación)**

La propuesta es adecuada cuando se instala un condensador, al disminuir el costo total anual en 0.28%. La razón de la mejoría se debe a que el sistema se trabaja a una mayor presión y por lo tanto disminuyen las pérdidas de propileno y más pesados. La

instalación de etapas adicionales de rectificación incrementa el costo total. A continuación se comparan costos.

Tabla comparativa de costos entre los diferentes diseños (Dólares)					
Diseño	Inversión total *	Costo fijo anual **	Costo variable	Costo total anualizado	Reducción con respecto al diseño original (%)
• Original	167,961	29,729	515,177	544,906	—
• Eliminación de D-402 y V-401	168,069	29,748	520,391	550,139	-0.96
• Incorporación de etapas de rectificación en T-401	175,738	31,108	512,282	543,388	0.28

* Incluye EX-402, EX-403, EX-404, EX-410, T-401 y P-401

** Para un tiempo de depreciación de 10 años

Descripción en detalle de la segunda propuesta de modificación

Vimos en la primera alternativa, que no resulta conveniente eliminar el separador D-402. A continuación analizaremos el efecto de instalar etapas de rectificación en la torre desetanizadora.

El diseño más simple de rectificación consiste en incluir un condensador que recircule el líquido al plato superior — al de alimentación—. Una mayor rectificación se obtendrá al colocar platos por encima de la alimentación. Por lo que en este análisis se simula la torre con condensador variando el número de etapas adicionales de rectificación por encima de la alimentación. Mediante una evaluación de costos se determinará el mejor esquema para la zona de rectificación de la columna.

Mantendremos ciertas restricciones en el nuevo diseño de la torre, como son los 15 platos en la zona de agotamiento, por ser este número de platos el que rinde una aceptable separación de componentes a un costo razonable, asunto que fue discutido anteriormente. La presión en el primer plato de la torre modificada tendrá que ser necesariamente mayor que en el diseño original para vencer la caída de presión que

ocurre en el condensador y entregar la corriente C36 a la presión de 9.492 kg/cm^2 , para que se alcance la presión de 8.81 kg/cm^2 en la corriente que conduce al gas combustible a límite de batería. La reducción de presión de 9.492 a 8.81 kg/cm^2 se consigue a través del equipo EX-402 y la válvula V-403. Al considerar una caída de presión de 0.3 kg/cm^2 en el condensador, la presión en el primer plato tendrá ahora que ser 9.792 kg/cm^2 . Vale señalar que en las columnas de platos, éstos se numeran de arriba a abajo en orden creciente.

Al condensador adicional se le denominará EX-410 y, con el objeto de impedir la condensación del etano y más volátiles y propiciar la condensación de propileno y menos volátiles, se utilizará como refrigerante propano con las mismas características físicas del usado en el enfriador EX-403. Por lo tanto, en el nuevo diseño se establece que sea -32°C la temperatura del líquido que condensa. En un capítulo posterior se determinará la temperatura óptima de condensación del líquido.

Otra restricción en el cálculo de la torre es el etano que se pierde en la corriente de salida por el fondo de la torre desetanizadora, el cual debe ser igual a 2.5% del etano contenido en la carga alimentada a la planta.

Resultados del análisis de la segunda propuesta de modificación

En la tabla 6.3 se muestra el resultado de la simulación efectuada. El flujo de líquido en el fondo de la torre y la relación de reflujo consignados en dicha tabla, satisfacen las restricciones de diseño antes comentadas.

Tabla 6.3.- Resultados de la simulación de la segunda modificación al eliminar el separador e incorporar etapas de rectificación							
No. de platos por arriba de la alimentación	% de propileno y más pesados no recuperados	Flujo por el fondo de la torre (kmol/hr)	Relación de reflujo (L/D)*	Flujo de calor en el condensador (KJ/seg)	Flujo de calor en el rehervidor (KJ/seg)		
0	8.38	70.75	0.007	8.20	343.82		
1	8.47	70.68	0.007	7.55	343.45		
2	8.50	70.66	0.007	7.42	343.41		
3	8.50	70.65	0.007	7.38	343.42		
4	8.50	70.65	0.007	7.37	343.44		
5	8.50	70.65	0.007	7.37	343.47		
No. de platos por arriba de la alimentación	Temperatura (°C)				Fracción vapor		
	En el primer plato de la torre	Producto de fondo, C37	Salida de EX-402, C32	Entrada a T-401, C48	C32	C33	C48
0	-26.79	82.02	31.88	-37.95	0.85	0.38	0.43
1	-27.41	82.06	31.87	-37.95	0.85	0.38	0.43
2	-27.58	82.08	31.87	-37.95	0.85	0.38	0.43
3	-27.63	82.09	31.87	-37.95	0.85	0.38	0.43
4	-27.65	82.10	31.87	-37.95	0.85	0.38	0.43
5	-27.66	82.11	31.87	-37.95	0.85	0.38	0.43
No. de platos por arriba de la alimentación	Potencia requerida en la bomba P-401 (KW)	Área de los cambiadores de calor (m ²)				Consumo de propano refrigerante (kmol/hr)	
		EX-402	EX-403	EX-404	EX-410	EX-403	EX-410
0	1.83	2.81	18.31	4.95	0.93	99.48	1.58
1	1.83	2.82	18.30	4.94	0.88	99.46	1.45
2	1.82	2.82	18.30	4.94	0.87	99.45	1.43
3	1.82	2.82	18.30	4.95	0.87	99.45	1.42
4	1.82	2.82	18.30	4.95	0.87	99.45	1.42
5	1.82	2.82	18.30	4.95	0.87	99.45	1.42

* Relación molar entre el líquido devuelto a la torre y el destilado separado

Para cualquier número de etapas de rectificación por encima de la alimentación, el diámetro nominal de la torre desetanizadora con condensador resulta ser de 2 pies, al igual que en los diseños anteriores.

Se puede observar en la tabla 6.3 que al incorporar etapas adicionales de rectificación en la torre desetanizadora con condensador, aumenta el porcentaje de propileno y más pesados no recuperados como gas L.P. y nafta, sin embargo, disminuye ligeramente el calor transferido tanto en el condensador como en el rehervidor.

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

Debe recordarse que el componente clave en el diseño de la torre desetanizadora es el etano, esto es, para cualquier diseño se establece una proporción fija de etano recuperado por el domo. Por lo tanto, tiene sentido el añadir etapas de rectificación en la torre desetanizadora, dado que se incrementará la fracción molar de componentes más volátiles que el etano que salen por el domo. Sin embargo, de la inspección de la tabla 6.3, se infiere que basta la inclusión del condensador como única etapa de rectificación para reducir las pérdidas de propileno y más pesados como gas L. P. y nafta. Al aumentar el número de etapas de rectificación se pierde el efecto benéfico de la rectificación al tener que modificar ligeramente las condiciones de presión y temperatura en la sección de agotamiento, lo cual provoca una mayor pérdida por el domo de propileno y más pesados.

Al efectuar un análisis de costos con un número diferente de etapas de rectificación, se comprueba la afirmación hecha anteriormente en relación a la conveniencia de contar sólo con el condensador, como puede apreciarse en la tabla 6.4.

• Amortización a 10 años:

Tabla 6.4.- Costo total anual de la segunda modificación al eliminar el separador e incorporar etapas de rectificación (Dólares)						
No. de platos por arriba de la alimentación	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor y bomba	Torre desetanizadora	Vapor y electricidad	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
0	16,034	16,072	30,896	325,872	155,514	543,388
1	15,990	16,088	30,863	325,439	157,296	545,676
2	15,983	17,094	30,858	325,333	157,723	546,991
3	15,982	18,099	30,859	325,312	157,834	548,086
4	15,982	19,105	30,860	325,305	157,871	549,123
5	15,980	20,110	30,862	325,304	157,890	550,146

• Amortización a 5 años:

No. de platos por arriba de la alimentación	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor y bomba	Torre desetanizadora	Vapor y electricidad	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
0	25,093	23,587	30,896	378,356	155,514	613,446
1	25,025	25,178	30,863	377,868	157,296	818,230
2	25,013	26,751	30,858	377,748	157,723	818,093
3	25,011	28,325	30,859	377,724	157,834	619,753
4	25,011	29,898	30,860	377,717	157,871	621,357
5	25,008	31,472	30,862	377,715	157,890	822,947

• Amortización a 2 años:

No. de platos por arriba de la alimentación	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor y bomba	Torre desetanizadora	Vapor y electricidad	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
0	53,627	50,409	30,896	543,662	155,514	834,128
1	53,483	53,809	30,863	543,018	157,296	836,469
2	53,458	57,172	30,858	542,855	157,723	842,066
3	53,454	60,535	30,859	542,822	157,834	845,504
4	53,454	63,898	30,860	542,812	157,871	848,895
5	53,448	87,281	30,862	542,810	157,890	852,271

En la primera propuesta de modificación, en la cuál se elimina el separador D-402 de la sección de enfriamiento y torre desetanizadora, la temperatura del primer plato de la torre desetanizadora es -27.48°C. Al instalar un condensador, la temperatura se incrementa a -26.79°C, lo cual influye negativamente en la pérdida de propileno y más pesados. A pesar de ello, el efecto benéfico de contar con una etapa de rectificación (el condensador) e incrementar la presión en 0.3 kg/cm² en el primer plato se suman para dar un efecto benéfico neto.

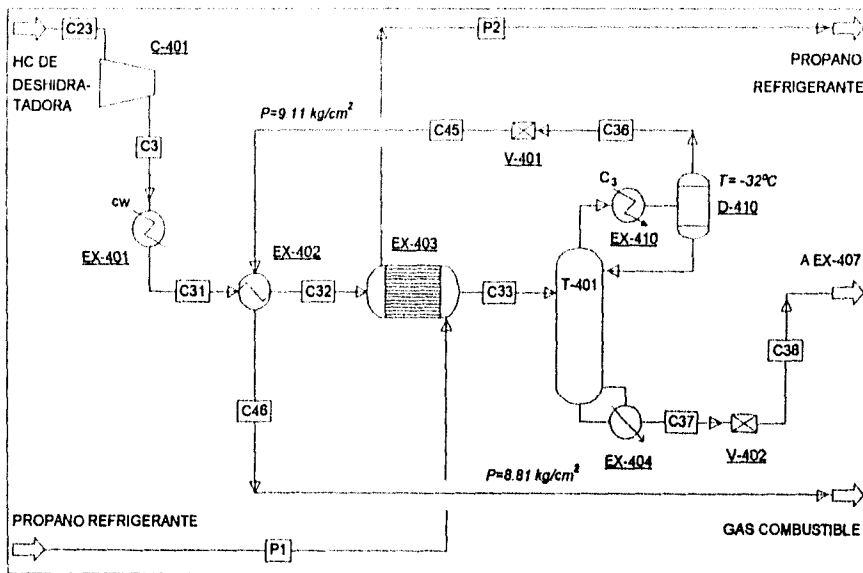
Con respecto al diseño original, el eliminar el separador e incorporar un condensador, tiene el efecto de disminuir el porcentaje de propileno y más pesados no recuperados como gas L.P. y nafta de 8.62 a 8.38.

Al comparar la evaluación económica que se realizó con el diseño original contra la evaluación económica de la segunda propuesta de modificación, se observa que disminuye el costo total con respecto al diseño original, a pesar de aumentar los costos fijos de los equipos, así como el consumo de propano refrigerante, al eliminar el separador D-402 e incorporar un condensador en la torre desetanizadora. Lo anterior se debe a que se recupera mayor cantidad de propileno y más pesados como gas L.P. y nafta, el cual representa ser uno de los costos más importantes en el costo total anual. El beneficio neto anual en costo de la segunda alternativa de diseño con respecto al diseño original es de 1,518 dólares, es decir, una reducción en los costos de 0.28%.

6.3.- Aumento de presión en la torre desetanizadora.

Resumen

La tercera alternativa es una evolución de la alternativa anterior, la cual se analizará en dos pasos. El primer paso consiste en trabajar la torre desetanizadora a mayor presión y el segundo en disminuir progresivamente la carga térmica del enfriador EX-403, hasta su virtual eliminación. Se presenta a continuación el esquema correspondiente a la tercera propuesta de modificación.



Sección de Enfriamiento y Torre Desetanizadora

Tercera Propuesta de Modificación

(Aumento de la presión de operación en la Torre Desetanizadora)

La propuesta es favorable. Al incrementar la presión en la torre de 9.8 a 16.03 kg/cm² se reduce el costo total anual en 3.12%, al disminuir la pérdida de propileno y más pe-

sados. Un gran beneficio económico de 30.96% se obtiene si además se elimina el enfriador EX-403, al abatir notablemente el requerimiento de propano refrigerante.

Tabla comparativa de costos entre los diferentes diseños (Dólares)					
Diseño	Inversión total *	Costo fijo anual **	Costo variable	Costo total anualizado	Reducción con respecto al diseño original (%)
• Original	167,961	29,729	515,177	544,906	---
• Eliminación de D-402 y V-401	168,069	29,748	520,391	550,139	-0.96
• Incorporación de etapas de rectificación en T-401	175,738	31,106	512,282	543,388	0.28
• Aumento en la presión de T-401					
T _{C33} = -32°C	219,739	38,894	489,002	527,896	3.12
-16°C	195,006	34,516	451,647	486,163	10.76
0°C	189,954	33,622	414,557	448,179	17.75
8°C	188,382	33,344	396,338	429,682	21.15
25°C	185,171	32,775	358,353	391,128	28.22
Sin EX-403	163,611	32,499	343,696	376,195	30.96

* Incluye EX-402, EX-403, EX-404, EX-410, T-401 y P-401

** Para un tiempo de depreciación de 10 años

Descripción en detalle de la tercera alternativa de diseño

Con el fin de mejorar la recuperación de propileno y más pesados por el fondo de la torre desetanizadora, se eliminó la válvula reductora de presión V-402 que se localiza antes de la torre T-401. De esta forma la corriente C33 de salida del enfriador EX-403 se alimenta al primer plato de la torre desetanizadora a una presión de 16.029 kg/cm², mucho mayor a la utilizada en el esquema anterior de 9.502 kg/cm².

Debido a que es indispensable entregar la corriente que contiene el gas combustible a límite de batería a una presión de 8.81 kg/cm², y con el propósito de no afectar la operación del cambiador de calor EX-402, en esta tercera alternativa de diseño se instala la válvula V-401 a la salida de la torre desetanizadora, con el fin de reducir la presión de 15.792 de la corriente C36 que representa el destilado de la torre T-401, a 9.11 kg/cm². La corriente resultante de dicha reducción de presión se denomina C45, la cual

a través del intercambiador de calor EX-402, alcanza la presión deseada de 8.81 kg/cm². Con este arreglo resulta innecesaria e inconveniente la válvula V-403, situada a la salida del equipo EX-402, por lo que se elimina del esquema de diseño.

En cuanto al resto de las condiciones de operación, se mantienen las mismas que se utilizaron en el diseño anterior, así como las restricciones a cumplir en el cálculo de la torre desetanizadora, como son la recuperación de etano por la corriente que sale por el fondo y la temperatura de -32°C del líquido condensado.

Con el aumento de presión de operación en la torre desetanizadora, la corriente C37 que sale por el fondo alcanza una presión de 16.06 kg/cm² (considerando que la torre contiene 15 platos), la cual es mayor a 12.812 kg/cm², que era la presión a la cual se enviaba dicha corriente a la torre desbutanizadora en los diseños anteriores. Para obtener la presión de 12.812 kg/cm², se elimina la bomba P-401, y se instala la válvula reductora de presión V-402.

Resultados del análisis de la tercera propuesta de modificación

Además de incrementar la presión en la torre desetanizadora T-401, se simularán diferentes temperaturas de la corriente C33 que sale del enfriador EX-403 y que se alimenta a dicha torre, con el objeto de determinar su efecto en el costo total, dado que el propano refrigerante que se utiliza en este cambiador de calor, es un ingrediente importante en la estimación de costos. Inclusive se considerará la posibilidad de excluir el enfriador EX-403. A continuación se presenta la tabla 6.5 con los resultados obtenidos.

Tabla 6.5.- Resultados de la simulación de la tercera modificación al aumentar la presión de operación de la torre desetanizadora

Temperatura de la corriente C33 (°C)	% de propileno y más pesados no recuperados	Flujo por el fondo de la torre (kmol/hr)	Relación de reflujo (L/D)	Flujo de calor en el condensador (KJ/seg)	Flujo de calor en el rehervidor (KJ/seg)	
-32.0	6.03	72.60	0.045	34.29	442.58	
-16.0	6.59	72.16	0.103	68.58	394.04	
0.0	8.92	71.90	0.200	121.48	354.19	
8.0	7.03	71.82	0.265	155.77	337.61	
25.0	7.15	71.72	0.440	247.48	308.98	
31.3*	7.01	71.83	0.521	287.60	305.70	

Temperatura de la corriente C33 (°C)	Temperatura (°C)				Fracción vapor	
	En el primer plato de la torre	Producto de fondo, C37	Salida de EX-402, C32	Entrada a EX-402, C45	C32	C33
-32.0	-15.74	86.88	31.45	-38.13	0.65	0.38
-16.0	-6.63	87.32	31.38	-38.18	0.65	0.44
0.0	2.79	87.61	31.34	-38.21	0.65	0.50
8.0	7.29	87.70	31.32	-38.22	0.65	0.53
25.0	15.90	87.82	31.31	-38.23	0.65	0.62
31.3*	18.83	88.78	-38.51	0.65

Temperatura de la corriente C33 (°C)	Área de los cambiadores de calor (m ²)				Consumo de propano refrigerante (kmol/hr)		
	EX-402	EX-403	EX-404	EX-410	EX-403	EX-410	Total
-32.0	2.60	16.23	9.14	2.75	98.62	6.59	148.62
-16.0	2.63	8.49	8.25	4.54	77.51	13.18	128.11
0.0	2.64	4.78	7.49	6.89	54.18	23.34	109.50
8.0	2.64	3.35	7.17	8.29	41.46	29.93	100.85
25.0	2.65	0.80	6.61	11.82	11.52	47.55	83.45
31.3*	2.65	6.66	13.28	0.00	55.26	78.06

* Temperatura a la cual no se incluye el cambiador de calor de propano (EX-403), lo que significa que la temperatura de alimentación es igual a la temperatura de la corriente C32

Es importante recordar que el flujo de líquido que sale por fondo de la torre y la relación de reflujo consignados en la tabla de resultados satisfacen las restricciones de diseño fijadas para la torre desetanizadora.

El diámetro nominal de la columna T-401 resulto ser de 2 pies, aumentando a 2.5 pies en el caso en que la temperatura de la corriente C33 se iguale a -32°C.

Comparando el resultado que se obtuvo en el caso cuando la temperatura de la corriente C33 se mantiene en -32°C contra el diseño anterior se confirmó que, al aumentar la presión en el primer plato de la torre desetanizadora con condensador, de 9.792

kg/cm² a 16.029 kg/cm², condensa una mayor cantidad de componentes pesados, disminuyendo notablemente el porcentaje de propileno y más pesados no recuperados como gas L.P. y nafta, de un porcentaje de 8.38 en el esquema anterior a 6.03 por ciento en el presente esquema.

Al aumentar la presión en el primer plato, también se incrementa la temperatura, lo cual provoca que aumente la cantidad de calor requerido en el condensador EX-410 de la torre para llegar a la temperatura constante de -32°C. De esta manera también aumenta el consumo de propano refrigerante en el cambiador de calor, el área de intercambio de calor y el reflujo de líquido a la torre.

Como se puede apreciar también aumenta el flujo de calor en el rehedidor lo cual se debe a que al aumentar la presión de operación en la torre, aumenta ligeramente la cantidad de etano que llega al fondo de la torre. Se requerirá incrementar la vaporización de líquido en el rehedidor, al quedar fija la cantidad de etano que sale por el fondo de la torre. Se puede observar que al aumentar la presión aumenta la temperatura del producto que sale del fondo de la torre con respecto al diseño anterior, al igual que el tamaño del equipo.

Por otro lado, la corriente que entra al cambiador de calor EX-402 es ahora más fría. En el esquema anterior la corriente que intercambiaba calor en este equipo con la corriente C31 era la corriente C36, cuya temperatura era de -32°C; en este nuevo esquema la corriente que entra al cambiador de calor es la C45, cuya temperatura es de -38.1°C. La modificación propuesta permite que la corriente C32 sea ligeramente más fría con lo cual se ocasiona una ligera disminución en el área del equipo EX-402, y se disminuye el consumo de propano refrigerante en el enfriador EX-403 para alcanzar la temperatura de -32°C, disminuyendo también el área de intercambio de calor del equipo.

A continuación se presenta la evaluación económica que se realizó para esta tercera propuesta de modificación.

• Amortización a 10 años:

Tabla 6.6.- Costo total anual de la tercera modificación (Dólares)						
<i>Temperatura de la corriente C33 (°C)</i>	<i>Costos Fijos</i>		<i>Costos Variables</i>			<i>Costo total</i>
	<i>Cambiadores de calor</i>	<i>Torre desetanizadora</i>	<i>Vapor</i>	<i>Propano refrigerante</i>	<i>Propileno y más pesados no recuperados</i>	
-32.0	16,294	20,600	38,723	338,267	112,012	527,896
-16.0	16,040	18,476	34,478	294,797	122,372	486,163
0.0	15,146	18,476	30,991	255,011	128,555	448,179
8.0	14,868	18,476	29,541	236,367	130,430	429,682
25.0	14,209	18,476	27,035	198,567	132,751	391,128
31.3*	13,814	18,885	26,749	188,777	130,170	376,195

• Amortización a 5 años:

Tabla 6.6.- Costo total anual de la tercera modificación (Dólares)						
<i>Temperatura de la corriente C33 (°C)</i>	<i>Costos Fijos</i>		<i>Costos Variables</i>			<i>Costo total</i>
	<i>Cambiadores de calor</i>	<i>Torre desetanizadora</i>	<i>Vapor</i>	<i>Propano refrigerante</i>	<i>Propileno y más pesados no recuperados</i>	
-32.0	28,630	32,238	38,723	392,345	112,012	603,948
-18.0	25,102	28,914	34,478	343,229	122,372	554,096
0.0	23,703	28,914	30,991	298,119	128,555	510,283
8.0	23,267	28,914	29,541	276,922	130,430	489,075
25.0	22,378	28,914	27,035	233,811	132,751	444,890
31.3*	21,618	29,242	26,749	220,322	130,170	428,102

• Amortización a 2 años:

Tabla 6.6.- Costo total anual de la tercera modificación (Dólares)						
<i>Temperatura de la corriente C33 (°C)</i>	<i>Costos Fijos</i>		<i>Costos Variables</i>			<i>Costo total</i>
	<i>Cambiadores de calor</i>	<i>Torre desetanizadora</i>	<i>Vapor</i>	<i>Propano refrigerante</i>	<i>Propileno y más pesados no recuperados</i>	
-32.0	61,187	68,898	38,723	582,691	112,012	843,512
-16.0	53,649	61,795	34,478	495,788	122,372	768,082
0.0	50,657	61,795	30,991	433,910	128,555	705,909
8.0	49,727	61,795	29,541	404,670	130,430	676,163
25.0	47,826	61,795	27,035	344,829	132,751	614,237
31.3*	46,202	62,496	26,749	325,991	130,170	591,608

Al comparar los valores consignados en la tabla 6.4, que corresponden al esquema en el cual se incluye un condensador en la torre T-401, con los obtenidos cuando se in-

crementa la presión de operación, pero manteniendo la misma temperatura de -32°C en la corriente de salida del equipo EX-403, se observa que a pesar de que aumentan los costos fijos y los costos por consumo de vapor y propano refrigerante, la disminución en un 28% del costo asociado a la pérdida de propileno y más pesados en este nuevo esquema, ocasiona una reducción apreciable en el costo total anual. En este nuevo esquema se logra una disminución de 2.85% en el costo total anual con respecto al que se obtuvo en el diseño anterior.

Ahora bien, puede apreciarse en la tabla de resultados 6.5, que al enfriar menos la corriente de hidrocarburos en el interenfriador EX-403, y alimentar a la torre una corriente a mayor temperatura, aumenta ligeramente la concentración en la fase vapor de los componentes más pesados que el etano, lo cual provoca un aumento en el porcentaje de propileno y más pesados no recuperados como gas L.P. y nafta.

Al tener una temperatura más elevada en el primer plato de la torre y alimentar una corriente con mayor fracción de vapor, aumenta también el flujo de calor transferido en el condensador para alcanzar la temperatura de -32°C , incrementándose por lo tanto el reflujo de líquido a la torre, lo cual se traduce en un equipo EX-410 de mayor tamaño y en un mayor consumo de propano refrigerante en el condensador.

Al aumentar la temperatura en el primer plato de la torre, de igual forma aumenta la temperatura en el fondo de la torre, lo cual origina una menor vaporización en el rehervidor para alcanzar la temperatura a la cuál se satisface la cantidad de etano especificada en la corriente que sale por el fondo de la torre. De esta manera disminuye el flujo de calor transferido en el rehervidor, al igual que su tamaño.

El área del equipo EX-402 permanece constante al variar la temperatura de salida de la corriente C33 del enfriador EX-403. Sin embargo, como era de esperarse, el beneficio de no llegar a temperaturas tan bajas en el equipo EX-403, provoca una disminución

notable en el tamaño del equipo y en el consumo de propano refrigerante en el equipo EX-403.

En la tabla 6.5 se puede observar que al eliminar el cambiador de calor EX-403, el porcentaje de propileno y más pesados no recuperados disminuye, lo cual se debe a que con la eliminación del equipo se aumenta la presión en la torre desetanizadora, condensándose una cantidad mayor de propileno y más pesados.

En la tabla 6.6 se observa que, al aumentar la temperatura de alimentación de la corriente C33 a la torre T-401, se incrementa el costo por concepto de propileno y más pesados no recuperados. No obstante, se logra un beneficio neto con esta modificación al reducir el resto de los costos, sobre todo el costo por concepto de propano refrigerante, logrando con esto un costo total anual mucho menor al que se obtiene cuando la temperatura de la corriente C33 se mantiene en -32°C . La disminución de costos es progresiva al incrementar la temperatura de la corriente C33, hasta alcanzar la mayor temperatura que corresponde a la eliminación del enfriador EX-403.

Tabla comparativa de costos entre los diferentes diseños (Dólares)					
Diseño	Inversión total *	Costo fijo anual **	Costo variable	Costo total anualizado	Reducción con respecto al diseño original (%)
• Original	167,961	29,729	515,177	544,906	---
• Eliminación de D-402 y V-401	168,069	29,748	520,391	550,139	-0.96
• Incorporación de etapas de rectificación en T-401	175,738	31,106	512,282	543,388	0.28
• Aumento en la presión de T-401					
T _{C33} = 8°C	188,382	33,344	396,338	429,682	21.15
Sin EX-403	183,611	32,499	343,696	376,195	30.96
• Modificación al ciclo de refrigeración					
T _{C33} = 8°C	209,033	36,999	319,970	356,969	34.49

* Incluye EX-402, EX-403, EX-404, EX-410, T-401 y P-401

** Para un tiempo de depreciación de 10 años

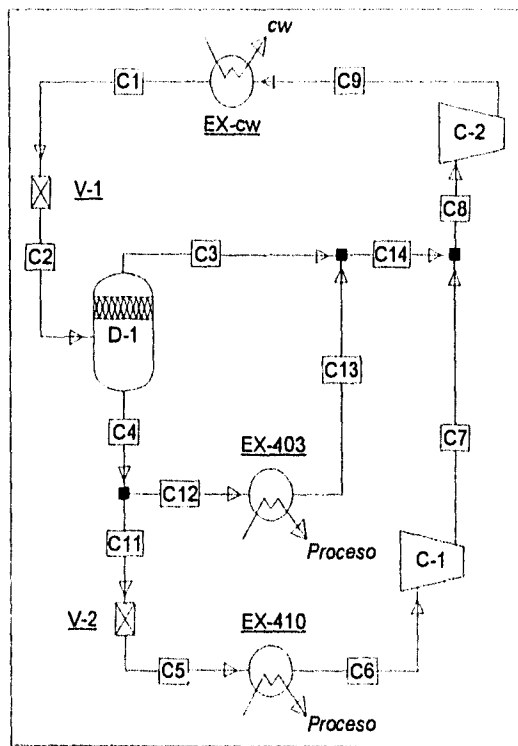
Descripción en detalle de la cuarta modificación

Al analizar el diseño anterior se observó que al aumentar la temperatura de salida de la corriente de hidrocarburos en el enfriador EX-403, el costo por concepto de propano refrigerante disminuye, pero se incrementa la pérdida de propileno y más pesados como gas L.P. y nafta en el domo de la torre desetanizadora, lo cual significa la conveniencia de mantener la corriente C33 a baja temperatura. Por otra parte se aprecia que a bajas temperaturas de la corriente C33, el consumo de propano refrigerante es mayor en el equipo EX-403 que el requerido en el condensador EX-410 de la columna T-401, lo cual nos conduce a proponer un arreglo más eficiente del ciclo de refrigeración, que permita mantener baja la temperatura de la corriente C33, para favorecer la separación en la torre desetanizadora.

Vale la pena recordar que en la simulación del diseño original y de las propuestas de modificación, el medio de refrigeración utilizado en los equipos EX-403 y EX-410 es el propano a -40°C y presión 1.14 kg/cm², de acuerdo al ciclo de refrigeración del propano. Además de utilizar el propano a -40°C como refrigerante, conviene emplearlo a

una temperatura intermedia, esto es, a 0°C y 4.83 kg/cm², con el objeto de disminuir el grado de irreversibilidad del ciclo de refrigeración y los costos del mismo.

Para ello, se decidió como diseño alternativo, utilizar al propano a -40°C para dar servicio al equipo EX-410 y propano a 0°C para enfriar la corriente de proceso en el equipo EX-403. A continuación se ilustra el ciclo de refrigeración propuesto.



Ciclo de Refrigeración Modificado

Como se puede observar en el esquema anterior, se integran dos ciclos de refrigeración. Esto es, un primer ciclo que comprende la refrigeración del propano en dos etapas, una de 40°C a 0°C y la otra de 0°C a -40°C, tal y como se ha manejado en la simulación de los diseños anteriores. Sin embargo en este caso el propano a -40°C sólo dará servicio al condensador EX-410, ya que en este equipo se desea condensar a -32°C a la corriente que sale por el domo de la torre T-401. El segundo ciclo corresponde a la refrigeración del propano de 40°C a 0°C, con el fin de que la corriente de hidrocarburos que pasa a través del enfriador EX-403 se enfríe con propano a 0°C, por lo que la temperatura de la corriente de salida C33 de este equipo, será necesariamente mayor a 0°C.

Con el propósito de observar el efecto que pudiera presentar el nuevo esquema de ciclo de refrigeración sobre el costo total anual de la sección de enfriamiento y torre desetanizadora, se fijó en 8°C la temperatura de la corriente C33, en virtud de que esta temperatura fue una de las seis seleccionadas en la simulación de la anterior propuesta de modificación y por lo tanto se dispone de información. En el siguiente capítulo se determinará la temperatura óptima de la corriente C33 de salida del enfriador EX-403.

Se puede observar en el esquema del nuevo ciclo de refrigeración, que los dos ciclos se inician al dividir la corriente total de propano líquido C4 para dar origen a las corrientes C11 y C12, cuyos flujos de propano son los necesarios para satisfacer los requerimientos de enfriamiento a los dos intercambiadores que presta servicio. Los dos ciclos se integran al unir la corriente C3 de vapor separado en el equipo D-1, perteneciente al primer ciclo, con la corriente C13 de salida del cambiador de calor EX-403, correspondiente al segundo ciclo. Ambas corrientes, C3 y C13 se encuentran a la misma presión y temperatura.

En esta propuesta de modificación se mantendrán las mismas condiciones de operación que se fijaron en el diseño anterior, al igual que las restricciones de diseño a cumplir en el cálculo de la torre desetanizadora.

Resultado del análisis al modificar el ciclo de refrigeración del propano

A continuación se presentan los resultados de la simulación y del estudio económico, que se obtuvieron al modificar el esquema de refrigeración del propano.

Tabla 6.7.- Resultados de la simulación de la cuarta alternativa de diseño al modificar el esquema del ciclo de refrigeración del propano						
% de propileno y más pesados no recuperados	Flujo por el fondo de la torre (kmol/hr)	Relación de reflujo (L/D)	Flujo de calor en el condensador (KJ/seg)	Flujo de calor en el rehornador (KJ/seg)		
7.03	71.82	0.265	155.77	337.81		
Temperatura (°C)				Fracción vapor		
En el primer plato de la torre	Producto de fondo, C37	Salida de EX-402, C32	Entrada a EX-402, C45	C32	C33	
7.29	87.70	31.32	-38.22	0.65	0.53	
Área de los cambiadores de calor (m ²)				Consumo de propano refrigerante (kmol/hr)		
EX-402	EX-403	EX-404	EX-410	EX-403	EX-410	Total
2.64	11.57	7.17	6.29	51.14	29.93	83.42

Tabla 6.8.- Costo total anual de la cuarta alternativa de diseño (Dólares)						
Amortización (años)	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor	Torre desetanizadora*	Vapor y electricidad	Propano refrigerante	Propano y más pesados no recuperados	
10	18,523	18,476	29,541	159,999	130,430	356,969
5	26,986	28,014	29,541	197,450	130,430	415,323
2	61,952	61,795	29,541	315,421	130,430	599,139

* El diámetro nominal de la torre es de 2 ft

Al comparar los resultados contenidos en las tablas 6.7 y 6.8 contra los del diseño anterior (tablas 6.5 y 6.6) para la temperatura de 8°C de la corriente C33, se observan los cambios que se describen a continuación.

Al enfriar la corriente de hidrocarburos en el equipo EX-403 con propano a 0°C, en lugar de -40°C, el área del intercambiador aumenta de 3.35m² a 11.57m². El flujo total de propano refrigerante disminuye de 100.85 kmol/hr a 93.42 kmol/hr.

El incremento de área del cambiador de calor EX-403 provoca un aumento en el costo de equipo, sin embargo, la disminución del consumo de propano refrigerante por un mejor arreglo en el ciclo de refrigeración, ocasiona que disminuya el costo total del ciclo de refrigeración del propano en un 32.31%.

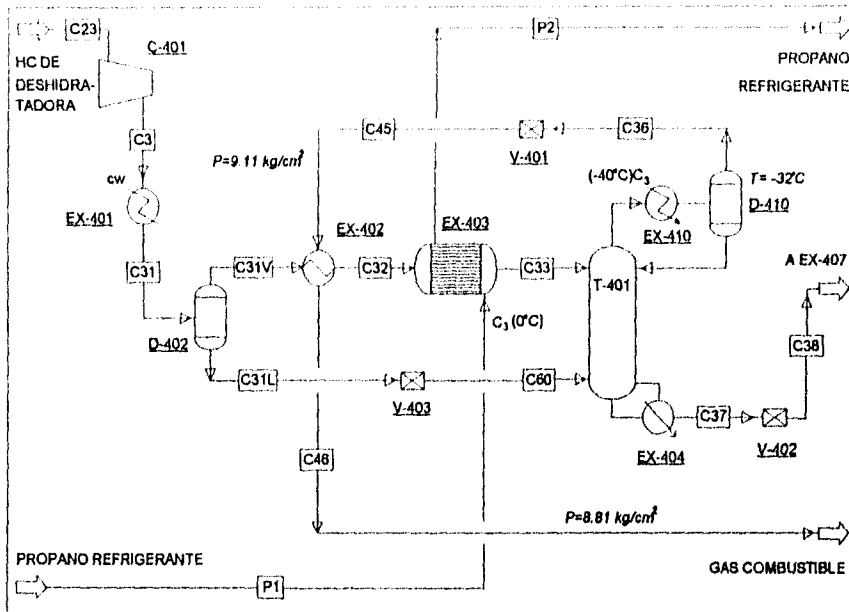
Gracias a la notable disminución del costo del ciclo de refrigeración del propano, el costo total anual de la sección de enfriamiento y torre desetanizadora disminuye en un 16.92% con respecto al costo del diseño anterior, cuando el equipo se deprecia en 10 años, y disminuye en un 34.49% con respecto al diseño original.

Con la modificación del ciclo de refrigeración se reducen aún más los de la sección de enfriamiento y torre desetanizadora que cuando se elimina el enfriador EX-403, caso que se analizó en la tercera propuesta de modificación.

6.5.- Separación de fases de la corriente de hidrocarburos antes de enfriarse.

Resumen

En el presente esquema se separan las dos fases de la corriente de hidrocarburos antes de enfriarse: la fase líquida se alimenta directamente a la torre desetanizadora y la fase vapor sigue el mismo proceso planteado en el diseño original.



Sección de Enfriamiento y Torre Desetanizadora

Quinta Propuesta de Modificación

(Separación anticipada de fases en la corriente de hidrocarburos)

El esquema analizado resulta muy favorable, al reducir en 37.62% el costo total anual con respecto al diseño original, debido a que se requiere un menor flujo de propano refrigerante, no obstante, que se incrementa la pérdida de propileno y más pesados.

Tabla comparativa de costos entre los diferentes diseños (Dólares)					
Diseño	Inversión total *	Costo fijo anual **	Costo variable	Costo total anualizado	Reducción con respecto al diseño original (%)
• Original	167,961	29,729	515,177	544,906	—
• Eliminación de D-402 y V-401	168,069	29,748	520,391	550,139	-0.96
• Incorporación de etapas de rectificación en T-401	175,738	31,106	512,282	543,388	0.28
• Aumento en la presión de T-401					
$T_{C33} = 8^{\circ}\text{C}$	188,382	33,344	396,338	429,682	21.15
Sin EX-403	183,611	32,499	343,696	376,195	30.96
• Modificación al ciclo de refrigeración					
$T_{C33} = 8^{\circ}\text{C}$	209,033	36,999	319,970	356,969	34.49
• Separación de fases antes de enfriamiento					
$T_{C33} = 8^{\circ}\text{C}$	196,818	34,837	305,089	339,926	37.62

* Incluye EX-402, EX-403, EX-404, EX-410, T-401 y P-401

** Para un tiempo de depreciación de 10 años

Descripción en detalle de la quinta propuesta de modificación.

Hemos visto con anterioridad como el consumo de propano refrigerante influye en los costos. Por ello, se ensayará a continuación un esquema en el que se reduce la carga de hidrocarburos al enfriador EX-403. Conviene recordar que la corriente C31 a la salida del cambiador de calor EX-401 está compuesta por 30% de líquido y 70% de vapor y que la corriente integral se envía en el diseño original, primero al intercambiador EX-402 y posteriormente al enfriador EX-403 que utiliza como medio de enfriamiento al propano. Lo anterior con el fin de condensar la mayor cantidad de hidrocarburos para después separarlos en las columnas de fraccionamiento.

La corriente C31, que consta de dos fases se alimentará a un separador tipo flash situado después del equipo EX-401, con el objeto de enfriar únicamente el vapor en los equipos EX-402 y EX-403. El líquido separado se alimentará a la torre desetanizadora T-401, en el plato adecuado por debajo del plato original de alimentación.

De antemano, se prevé que se requerirá un menor consumo de propano refrigerante, a costa de una mayor pérdida de propileno y más pesados por el domo de la torre desetanizadora, como consecuencia de disminuir la sección de agotamiento a que se sujeta la fase líquida separada.

Puede apreciarse que al incorporar el separador D-402 a la sección de enfriamiento, se obtienen las corrientes C31V y C31L, que corresponden al vapor y líquido separados que constituían la corriente de hidrocarburos C31. La corriente C31V sigue el mismo camino que seguía la corriente C31 en los diseños anteriores, hasta alimentarse al primer plato de la torre desetanizadora. Por otra parte, a la corriente C31L que contiene el líquido separado, se le reduce su presión a través de la válvula V-403, para dar la corriente C60 cuya presión será la que tenga el plato en donde dicha corriente sea alimentada.

Cabe señalar que al llevar a cabo la simulación de la presente alternativa, se mantienen las mismas condiciones de operación que se utilizaron en el cálculo de la cuarta propuesta. La torre T-401, no se modifica en su número de platos, ni en el plato de alimentación de la corriente C33.

Debido a que en la presente propuesta se utiliza el nuevo esquema del ciclo de refrigeración del propano analizado con anterioridad, se llevará a cabo la simulación del ciclo con los requerimientos de propano refrigerante que arroja la simulación de cada caso que se presenta al variar el plato de alimentación de la corriente C60.

Resultado del análisis de la quinta propuesta de modificación

A continuación se presentan tanto los resultados que se obtuvieron al llevar a cabo la simulación del esquema propuesto, así como el resultado de la evaluación económica, al alimentar la corriente C60 a diferentes niveles en la torre desetanizadora.

Tabla 6.9.- Resultados de la simulación de la quinta modificación al separar las fases de la corriente de hidrocarburos antes de enfriarse

Plato de alimentación de C60	% de propileno y más pesados no recuperados	Flujo por el fondo de la torre (kmol/hr)	Relación de reflujo (L/D)	Flujo de calor en el condensador (KJ/seg)	Flujo de calor en el rehelvidor (KJ/seg)
3	8.289	70.82	0.318	167.58	270.69
5	8.284	70.83	0.305	162.23	265.33
8	8.273	70.83	0.303	161.25	264.30
7	8.267	70.84	0.302	160.81	263.85
8	8.266	70.84	0.302	160.82	263.86
9	8.278	70.83	0.303	161.38	264.44
11	8.356	70.77	0.314	166.18	269.55

Plato de alimentación de C60	Temperatura (°C)					Fracción vapor		
	Primer plato de la torre	Producto de fondo, C37	Salida de EX-402, C32	Entrada a EX-402, C45	Entrada a T-401, C60	C32	C33	C60
3	2.06	86.80	25.39	-38.33	39.83	0.92	0.82	3.5E-3
5	1.55	88.79	25.39	-38.33	39.83	0.92	0.82	3.5E-3
6	1.49	88.78	25.39	-38.33	39.83	0.92	0.82	3.5E-3
7	1.46	88.78	25.39	-38.33	39.83	0.92	0.62	3.5E-3
8	1.48	88.78	25.39	-38.33	39.83	0.92	0.82	3.4E-3
9	1.49	88.79	25.39	-38.33	39.83	0.92	0.82	3.4E-3
11	1.73	66.66	25.38	-38.34	39.83	0.92	0.62	3.4E-3

Plato de alimentación de C60	Área de los cambiadores de calor (m ²)				Consumo de propano refrigerante (kmol/hr)		
	EX-402	EX-403	EX-404	EX-410	EX-403	EX-410	Total
3	2.85	6.51	5.93	9.61	25.37	32.20	70.86
5	2.85	6.51	5.82	9.37	25.37	31.17	69.41
6	2.85	6.51	5.80	9.32	25.37	30.98	69.14
7	2.85	6.52	5.79	9.30	25.37	30.90	69.02
8	2.85	6.51	5.79	9.30	25.37	30.90	69.02
9	2.85	6.51	5.80	9.33	25.37	31.01	69.17
11	2.66	6.51	5.91	9.57	25.35	31.93	70.46

• Amortización a 10 años:

Tabla 6.10.- Costo total anual de la quinta modificación (Dólares)

Plato de alimentación de C60	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor	Torre desetanizadora	Vapor	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
3	16,551	18,476	23,685	131,935	153,898	344,545
5	16,404	18,476	23,216	129,288	153,805	341,190
6	16,374	18,476	23,126	126,759	153,601	340,337
7	16,361	18,476	23,066	126,613	153,480	339,926
8	16,381	18,476	23,088	128,513	153,508	339,946
9	16,379	18,476	23,138	128,798	153,694	340,485
11	18,530	18,476	23,585	131,193	155,142	344,927

• Amortización a 5 años:

Tabla 6.10.- Costo total anual de la quinta modificación (Dólares)						
Plato de alimentación de C60	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor	Torre desetanizadora	Vapor	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
3	25,902	28,914	23,685	162,477	153,898	394,876
5	25,672	28,914	23,216	159,390	153,805	390,998
6	25,625	28,914	23,126	158,751	153,601	390,019
7	25,604	28,914	23,086	158,448	153,490	389,543
8	25,605	28,914	23,088	158,448	153,508	389,564
9	25,632	28,914	23,138	158,786	153,694	390,165
11	25,870	28,914	23,585	161,596	155,142	395,108

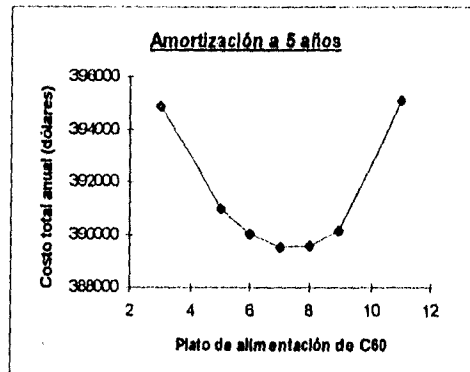
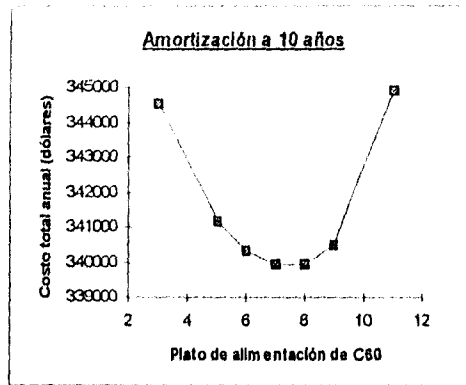
• Amortización a 2 años:

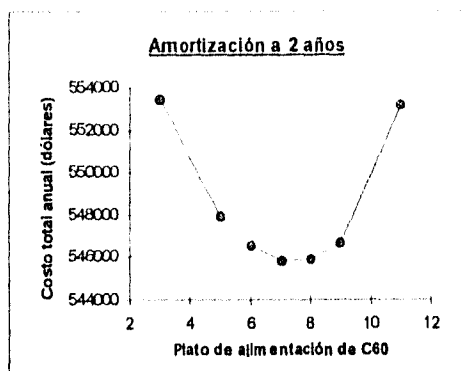
Tabla 6.10.- Costo total anual de la quinta modificación (Dólares)						
Plato de alimentación de C60	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor	Torre desetanizadora	Vapor	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
3	55,357	61,795	23,685	258,683	153,898	553,419
5	54,867	61,795	23,216	254,210	153,805	547,894
6	54,766	61,795	23,126	253,225	153,601	546,515
7	54,721	61,795	23,086	252,744	153,490	545,836
8	54,723	61,795	23,088	252,744	153,508	545,858
9	54,760	61,795	23,138	253,249	153,694	548,657
11	55,288	61,795	23,585	257,365	155,142	553,176

La simulación de cada caso, al variar el plato de alimentación de la corriente C60, arrojó el mismo diámetro nominal de 2 ft en la columna T-401.

Como se puede apreciar en las tablas 6.9 y 6.10, el plato óptimo de alimentación de la corriente C60 es la etapa número siete de la torre, contando los platos de arriba hacia abajo, ya que para este plato de alimentación se tiene el menor costo total anual. Esto se debe a que cuando se alimenta la corriente C60 en el plato número siete se obtiene una menor temperatura de equilibrio en el primer plato de la columna, lo cual provoca por un lado menor pérdida de propileno y más pesados, y por otro parte un menor tamaño de equipo y consumo de servicios en el condensador y en el rehervidor de la torre desetanizadora.

Como se muestra en las siguientes gráficas, de costo total anual contra plato de alimentación de la corriente C60, para cualquier período en el que se deprecie el equipo, el plato de alimentación óptimo de la corriente C60 es el séptimo.





En relación al beneficio que se obtiene separar las dos fases de la corriente de hidrocarburos antes de ser alimentada a la sección de enfriamiento, con respecto a lo que se obtenía en el diseño anterior, en donde no existía tal separación, se observan los siguientes aspectos al comparar las tablas 6.7 y 6.8 con las tablas 6.9 y 6.10, respectivamente.

Si bien es inferior la temperatura que prevalece en el primer plato de la torre, en el nuevo diseño (1.46°C) con respecto a la del diseño anterior (7.3°C), a la misma presión de operación, el porcentaje de propileno y más pesados se incrementa de 7.03, que se obtenía en el diseño anterior, a 8.27 con la quinta propuesta de modificación.

Lo anterior se debe a que al alimentar la corriente C60 en el plato siete de la torre desetanizadora, se reduce el agotamiento y se incrementa la rectificación a que se sujeta dicha corriente. En el diseño original se discutió la necesidad de contar con una sección de agotamiento en la torre desetanizadora de por lo menos quince platos, con el objeto de que la corriente que sale por el fondo de la torre se enriquezca lo más posible de componentes más pesados que el etano, por lo que al reducir a la mitad el agotamiento de la corriente C60, se incrementa la pérdida de propileno y más pesados que salen por el domo.

Al aumentar el flujo de hidrocarburos por el domo de la torre y al disminuir ligeramente la diferencia de temperaturas entre la corriente de proceso y el propano refrigerante en el condensador EX-410, aumentan los requerimientos de refrigerante y de área de transferencia en dicho cambiador de calor. De la misma manera al reducir el flujo de hidrocarburos por el fondo de la torre, disminuye el consumo de vapor en el rehervidor EX-404 y el tamaño del equipo.

Como era de esperarse, al separar las dos fases de la corriente C31 y enviar tan sólo la fase vapor a través del enfriador EX-403 que utiliza propano a 0°C como refrigerante, se reduce notablemente el consumo de este servicio, de 51.14 kmol/hr de propano en el diseño anterior a 25.37 kmol/hr en el actual diseño, lo cual provoca que el consumo total de propano se reduzca y que como consecuencia se abata el costo por concepto de propano refrigerante en un 19.68% con respecto al diseño anterior. El área de transferencia de calor en este enfriador se reduce también considerablemente con respecto al diseño anterior, de 11.57 m² a 6.52 m², lo cual representa un beneficio adicional en el costo de los cambiadores de calor de la planta.

A pesar de que el costo que representa la pérdida de propileno y más pesados se incrementa en la presente alternativa con respecto al diseño anterior, la disminución del costo de los cambiadores de calor, del costo del consumo de vapor y principalmente la disminución del costo por concepto de propano refrigerante, permitieron que el costo total anual se reduzca, en un 4.8% con respecto a la cuarta opción, para el caso en que el equipo se deprecia en 10 años. Debe resaltarse que el costo total disminuye en un 37.6% con respecto al costo total del diseño original.

CAPÍTULO 7

**CONDICIONES ÓPTIMAS DE OPERACIÓN DE LA SECCIÓN DE
ENFRIAMIENTO DE GASES Y TORRE DEETANIZADORA DE LA
PLANTA RECUPERADORA DE VAPORES DE TULA**

CONDICIONES ÓPTIMAS DE OPERACIÓN DE LA SECCIÓN DE ENFRIAMIENTO DE GASES Y TORRE DESETANIZADORA

En el análisis de las diferentes alternativas de diseño propuestas para la sección de enfriamiento de vapores de hidrocarburos y torre desetanizadora, se observó la gran incidencia que tienen la presión y la temperatura de operación sobre los resultados, como fue el caso de elevar la presión de operación de la columna desetanizadora de 9 a 16 kg/cm². Con el aumento en la presión de operación se logró disminuir de forma notable las pérdidas de propileno e hidrocarburos más pesados por el domo de la columna T-401, lo cual repercutió favorablemente en el costo total. De la misma manera, al mantener la corriente de entrada a la columna desetanizadora y el condensador de la misma a baja temperatura se lograba disminuir aún más el porcentaje de propileno y más pesados que se perdía con la corriente de gas combustible.

Por la importancia que tiene aumentar la presión y disminuir la temperatura de operación sobre los costos fijos y variables, se decidió determinar las condiciones óptimas de dichas variables en los equipos pertenecientes a la sección de enfriamiento de gases y torre desetanizadora para la quinta alternativa de diseño, la cuál se analizó ampliamente en el capítulo anterior y cuyos resultados fueron los más favorables entre las diversas propuestas. Encontrar el valor óptimo no será un proceso del todo formal, ya que se realizará por equipos, pero a pesar de ello consideramos que los resultados obtenidos no distan mucho de los que se obtendrían si se determinara el valor óptimo de las variables de operación de todos los equipos conjuntamente.

La evaluación económica que se efectuará para encontrar las condiciones de operación óptimas será en base a un tiempo de depreciación del equipo de diez años. Y se calculará el costo total anual a otros tiempos de depreciación para medir el efecto que tiene éste sobre el costo.

Cabe señalar que al determinar el valor óptimo de las condiciones de operación se mantienen las mismas caídas de presión por equipo que se han postulado hasta el momento.

Con el propósito de tener idea del beneficio económico que se obtiene al determinar el valor óptimo de las condiciones de operación de las diferentes operaciones unitarias con respecto al diseño original y a la quinta propuesta de modificación, se presentará al principio de cada cálculo una explicación breve así como una tabla comparativa de costos. La tabla contiene los costos fijos y variables de los equipos que comprenden la tercera etapa de compresión, sección de enfriamiento y torre desetanizadora.

Para obtener el valor óptimo de presión de la columna de separación fue necesario modificar la presión de descarga del compresor C-401 (tercera etapa de compresión), por lo que en la evaluación económica se sumó al costo total anual de la sección de enfriamiento de gases y torre desetanizadora, el costo del compresor, así como el costo del enfriador EX-401, posterior a la tercera etapa de compresión.

7.1.- Valores óptimos de la presión y la temperatura de operación en la torre desetanizadora.

Resumen

Se determinó en primer lugar el valor óptimo de presión de operación de la torre desetanizadora T-401 y de temperatura de salida del condensador de la misma, en virtud de la influencia que tienen estas dos variables de operación en la separación de los productos.

Se encontró que las condiciones óptimas de presión y temperatura de salida en el condensador de la torre son 17 kg/cm^2 y -39.5°C , respectivamente. A pesar de que con estos valores aumentan los costos fijos se logra reducir el costo total anual en 6.61% con respecto a la quinta alternativa original de diseño, y en un 35.03% con respecto al diseño original.

Tabla comparativa de costos (Dólares)					
Caso	Inversión total *	Costo fijo anual **	Costo variable	Costo total anualizado	Reducción con respecto al diseño original (%)
• Diseño original	371,158	65,895	607,791	673,486	—
• Quinta alternativa de diseño	400,017	70,803	397,703	488,506	30.44
• Condiciones óptimas de operación en la torre T-401	446,633	79,054	358,477	437,531	35.03

* Incluye C-401, EX-401, EX-402, EX-403, EX-404, EX-410, T-401 y P-401

** Para un tiempo de depreciación de 10 años

Descripción en detalle de la determinación de las condiciones óptimas

Es importante señalar que en esta primera optimización permanecen constantes las condiciones de operación del resto de los equipos. Por otro lado, vale la pena recordar que el condensador de la torre utiliza propano a -40°C como refrigerante.

En un cálculo previo se encontró que el valor óptimo de presión de operación en la torre desetanizadora se localizaba entre 15 y 20 kg/cm^2 y que la temperatura de salida del condensador que origina un menor costo para este intervalo de presiones se encuentra entre -39.3 y -39.7°C , si se considera una depreciación del equipo de diez años. A continuación se muestran los resultados que se obtuvieron al variar la presión de operación de la columna desetanizadora y la temperatura de salida del condensador.

Tabla 7.1.- Resultado de operar a diferentes presiones la torre desetanizadora y la temperatura de salida del condensador

Temperatura en el condensador (°C)	Diferencia de temperaturas en el condensador (°C) *	% de propileno y más pesados no recuperados	Flujo por el fondo de la torre (kmol/hr)	Relación de reflujo (L/D)	Flujo de calor en el condensador (KJ/seg)	Flujo de calor en el rehervidor (KJ/seg)	Temperatura en el primer plato de la torre (°C)
Presión de operación de la torre: 15 kg/cm ²							
-39.4	0.6	5.989	72.63	0.382	192.59	266.08	-2.09
-39.5	0.5	5.953	72.66	0.383	193.04	266.33	-2.14
-39.6	0.4	5.917	72.69	0.384	193.48	266.57	-2.19
Presión de operación de la torre: 16 kg/cm ²							
-39.4	0.6	5.489	73.03	0.393	192.65	280.66	-2.13
-39.5	0.5	5.454	73.05	0.394	193.10	280.92	-2.19
-39.6	0.4	5.420	73.08	0.395	193.56	281.19	-2.24
-39.7	0.3	5.385	73.11	0.397	194.02	281.45	-2.30
Presión de operación de la torre: 17 kg/cm ²							
-39.4	0.6	5.033	73.38	0.405	193.31	295.39	-2.18
-39.5	0.5	5.005	73.41	0.407	193.77	295.67	-2.24
-39.6	0.4	4.972	73.43	0.408	194.24	295.96	-2.30
Presión de operación de la torre: 18 kg/cm ²							
-39.3	0.7	4.662	73.68	0.418	194.09	309.99	-2.18
-39.4	0.6	4.630	73.70	0.419	194.57	310.29	-2.24
-39.5	0.5	4.598	73.73	0.421	195.05	310.59	-2.30
-39.6	0.4	4.566	73.75	0.423	195.53	310.89	-2.36
-39.7	0.3	4.534	73.78	0.424	196.01	311.19	-2.42
Presión de operación de la torre: 19 kg/cm ²							
-39.3	0.7	4.289	73.97	0.434	195.94	325.07	-2.23
-39.4	0.6	4.258	73.99	0.435	196.43	325.40	-2.30
-39.5	0.5	4.227	74.02	0.437	196.93	325.72	-2.36
-39.6	0.4	4.196	74.04	0.439	197.43	326.04	-2.43
-39.7	0.3	4.165	74.07	0.441	197.93	326.37	-2.49
Presión de operación de la torre: 20 kg/cm ²							
-39.3	0.7	3.948	74.24	0.452	198.41	340.51	-2.29
-39.4	0.6	3.918	74.28	0.454	198.93	340.85	-2.36
-39.5	0.5	3.888	74.29	0.455	199.45	341.20	-2.43

* Diferencia de temperaturas entre la corriente de proceso y el propano refrigerante a -40°C

CONTINUACIÓN								
Temperatura en el condensador (°C)	Temperatura (°C)					Fracción vapor		
	Producto de fondo, C37	Salida de C-401, C3	Salida de EX-402, C32	Entrada a EX-402, C45	Entrada a T-401, C60	C31	C33	C60
Presión de operación de la torre: 15 kg/cm ²								
-39.4	83.75	92.97	25.35	-44.88	39.82	0.72	0.82	3.5E-3
-39.5	83.73	92.97	25.34	-44.98	39.82	0.72	0.82	3.5E-3
-39.6	83.71	92.97	25.33	-45.08	39.82	0.72	0.82	3.5E-3
Presión de operación de la torre: 16 kg/cm ²								
-39.4	87.01	96.68	24.56	-45.83	39.83	0.70	0.82	3.4E-3
-39.5	86.99	96.68	24.55	-45.93	39.83	0.70	0.82	3.4E-3
-39.6	86.97	96.68	24.54	-46.03	39.83	0.70	0.82	3.4E-3
-39.7	86.95	96.68	24.53	-46.14	39.83	0.70	0.82	3.4E-3
Presión de operación de la torre: 17 kg/cm ²								
-39.4	90.16	100.21	23.76	-46.78	39.83	0.69	0.83	3.4E-3
-39.5	90.13	100.21	23.75	-46.88	39.83	0.69	0.83	3.4E-3
-39.6	90.11	100.21	23.74	-46.99	39.83	0.69	0.83	3.4E-3
Presión de operación de la torre: 18 kg/cm ²								
-39.3	93.21	103.56	22.95	-47.63	39.84	0.67	0.83	3.3E-3
-39.4	93.19	103.56	22.94	-47.73	39.84	0.67	0.83	3.3E-3
-39.5	93.17	103.56	22.93	-47.84	39.84	0.67	0.83	3.3E-3
-39.6	93.15	103.56	22.92	-47.94	39.84	0.67	0.83	3.3E-3
-39.7	93.13	103.56	22.90	-48.04	39.84	0.67	0.83	3.3E-3
Presión de operación de la torre: 19 kg/cm ²								
-39.3	96.14	106.77	22.13	-48.58	39.85	0.66	0.83	3.3E-3
-39.4	96.12	106.77	22.11	-48.68	39.85	0.66	0.83	3.3E-3
-39.5	96.10	106.77	22.10	-48.79	39.85	0.66	0.83	3.3E-3
-39.6	96.08	106.77	22.09	-48.89	39.85	0.66	0.83	3.3E-3
-39.7	96.06	106.77	22.07	-48.99	39.85	0.66	0.83	3.3E-3
Presión de operación de la torre: 20 kg/cm ²								
-39.3	98.99	109.84	21.28	-49.53	39.85	0.65	0.83	3.3E-3
-39.4	98.97	109.84	21.27	-49.64	39.85	0.65	0.83	3.3E-3
-39.5	98.95	109.84	21.25	-49.74	39.85	0.65	0.83	3.3E-3

CONTINUACIÓN										
Temperatura en el condensador (°C)	Área de los cambiadores de calor (m ²)					Consumo de Agua en EX-401 (Kmol/hr)	Potencia requerida en C-401	Consumo de propano refrigerante (kmol/hr)		
	EX-401	EX-402	EX-403	EX-404	EX-410			EX-403	EX-410	Total
Presión de operación de la torre: 15 kg/cm ²										
-39.4	24.31	2.82	6.82	5.33	25.18	1830	110.30	26.55	37.01	78.83
-39.5	24.31	2.82	6.82	5.34	26.30	1830	110.30	26.53	37.09	78.93
-39.6	24.31	2.82	6.82	5.34	27.68	1830	110.30	26.52	37.18	79.04
Presión de operación de la torre: 16 kg/cm ²										
-39.4	24.57	2.83	6.31	5.95	25.21	1930	120.97	24.10	37.02	78.39
-39.5	24.57	2.83	6.31	5.95	26.34	1930	120.97	24.08	37.10	78.49
-39.6	24.57	2.83	6.31	5.96	27.72	1930	120.97	24.06	37.19	78.60
-39.7	24.57	2.83	6.30	5.96	29.50	1930	120.97	24.05	37.28	78.71
Presión de operación de la torre: 17 kg/cm ²										
-39.4	24.77	2.84	5.84	6.83	25.32	2025	131.12	21.86	37.14	74.33
-39.5	24.77	2.84	5.84	6.64	26.46	2025	131.12	21.84	37.23	74.44
-39.6	24.77	2.84	5.83	6.64	27.65	2025	131.12	21.82	37.32	74.54
Presión de operación de la torre: 18 kg/cm ²										
-39.3	24.94	2.85	5.40	7.39	24.54	2113	140.8	19.82	37.29	72.50
-39.4	24.94	2.85	5.40	7.39	25.51	2113	140.8	19.80	37.39	72.61
-39.5	24.94	2.85	5.40	7.39	26.66	2113	140.8	19.78	37.48	72.72
-39.6	24.94	2.85	5.39	7.40	28.07	2113	140.8	19.76	37.57	72.83
-39.7	24.94	2.85	5.39	7.40	29.88	2113	140.8	19.75	37.66	72.95
Presión de operación de la torre: 19 kg/cm ²										
-39.3	25.07	2.87	4.99	8.23	24.80	2195	150.06	17.92	37.65	71.10
-39.4	25.07	2.87	4.99	8.23	25.79	2195	150.06	17.90	37.74	71.22
-39.5	25.07	2.87	4.98	8.24	26.96	2195	150.06	17.89	37.84	71.34
-39.6	25.07	2.87	4.98	8.24	28.38	2195	150.06	17.87	37.94	71.46
-39.7	25.07	2.87	4.98	8.24	30.22	2195	150.06	17.85	38.03	71.57
Presión de operación de la torre: 20 kg/cm ²										
-39.3	25.18	2.88	4.61	9.17	25.15	2272	158.94	16.17	38.12	70.03
-39.4	25.18	2.88	4.60	9.18	26.15	2272	158.94	16.15	38.22	70.15
-39.5	25.18	2.88	4.60	9.18	27.34	2272	158.94	16.13	38.32	70.27

Se puede apreciar en la tabla 7.1 que siempre que se mantenga la misma presión en la columna desetanizadora, una disminución en la temperatura de salida en el condensador de la torre, favorece la recuperación de propileno y más pesados por el fondo. Lo anterior resulta más notorio al comparar los resultados de la tabla 7.1 con los contenidos en la tabla 6.9 (capítulo seis), es decir, cuando se opera la columna T-401 en 16 kg/cm² y se reduce la temperatura en el condensador de -32°C a -39.5°C, el porcentaje de propano y más pesados no recuperados disminuye de 8.27% a 5.45%.

Sin embargo, al reducir la temperatura de salida en el condensador EX-410, se incrementa notablemente el área de transferencia de calor en el equipo, debido a un mayor flujo de calor intercambiado para alcanzar temperaturas más bajas y a que se reduce la diferencia de temperaturas entre la corriente de proceso y el propano refrigerante. De la misma forma también se incrementa el consumo de propano refrigerante requerido en el condensador de la torre.

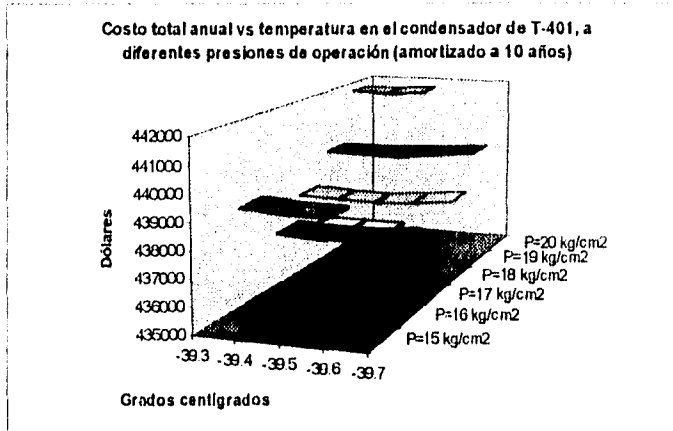
Los resultados antes discutidos se reflejan en los costos totales que se presentan a continuación.

Evaluación económica

En la tabla 7.2 se presenta el resultado de la evaluación económica para un tiempo de depreciación del equipo de diez años, con el objeto de determinar las condiciones de operación en la torre desetanizadora que originan un menor costo total de las secciones de la planta que se están analizando. Posteriormente se presentan los resultados del análisis económico en forma gráfica.

• Amortización a 10 años:

Tabla 7.2.- Costo total anual expresado en dólares, al variar la temperatura de salida en el condensador y la presión de operación de la torre desetanizadora.						
Temperatura en el condensador (°C)	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor y compresor	Torre desetanizadora	Vapor, agua y electricidad	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
Presión de operación de la torre: 15 kg/cm ²						
-39.4	55,717	17,771	108,901	145,969	111,201	439,559
-39.5	56,045	17,771	108,922	146,169	110,530	439,437
-39.6	56,441	17,771	108,943	146,389	109,866	439,410
Presión de operación de la torre: 16 kg/cm ²						
-39.4	57,666	18,476	117,171	142,780	101,908	438,001
-39.5	57,996	18,476	117,194	142,981	101,268	437,913
-39.6	58,394	18,476	117,218	143,208	100,627	437,921
-39.7	58,896	18,476	117,241	143,427	99,987	438,027
Presión de operación de la torre: 17 kg/cm ²						
-39.4	59,541	19,181	125,112	140,192	93,540	437,566
-39.5	59,873	19,181	125,136	140,419	92,922	437,531
-39.6	60,273	19,181	125,161	140,619	92,307	437,541
Presión de operación de la torre: 18 kg/cm ²						
-39.3	61,073	19,886	132,693	137,931	86,559	438,142
-39.4	61,360	19,886	132,719	138,121	85,961	438,047
-39.5	81,895	19,886	132,745	138,348	85,365	438,039
-39.6	62,098	19,886	132,772	138,575	84,773	438,104
-39.7	62,607	19,886	132,798	138,784	84,179	438,254
Presión de operación de la torre: 19 kg/cm ²						
-39.3	62,850	20,591	140,005	136,340	79,638	439,424
-39.4	63,140	20,591	140,033	136,592	79,080	439,416
-39.5	63,478	20,591	140,061	136,804	78,485	439,419
-39.6	63,886	20,591	140,089	137,056	77,911	439,533
-39.7	64,400	20,591	140,118	137,249	77,337	439,695
Presión de operación de la torre: 20 kg/cm ²						
-39.3	64,603	21,296	147,073	135,334	73,306	441,612
-39.4	64,898	21,296	147,103	135,553	72,748	441,598
-39.5	65,241	21,296	147,134	135,805	72,191	441,667



Los valores óptimos de presión de operación y temperatura de salida del condensador en la columna de destilación T-401 son 17 kg/cm^2 y -39.5°C .

Se puede observar en la evaluación de costos, que al incrementar la presión de operación y obtener un mejor rendimiento de productos, disminuye el costo que representa el no recuperar el propileno y más pesados como gas L.P. y nafta, y que al reducir el consumo de propano refrigerante en el cambiador EX-403 disminuye el costo por concepto de propano refrigerante.

Sin embargo, el aumento de presión origina un mayor costo del equipo, principalmente del compresor C-401 y de la torre desetanizadora. Al incrementarse la carga de calor en el rehervidor de la torre, la potencia requerida en el compresor C-401 y el consumo de agua en el enfriador EX-401, causan un aumento en el costo por consumo de vapor, electricidad y agua.

Es importante hacer notar que con el valor óptimo de temperatura de salida del condensador de la torre desetanizadora de -39.5°C , un acercamiento de temperaturas de

tan sólo 0.5°C en el cambiador de calor, resulta en un mejor rendimiento de productos, a pesar del incremento del servicio y del tamaño del equipo.

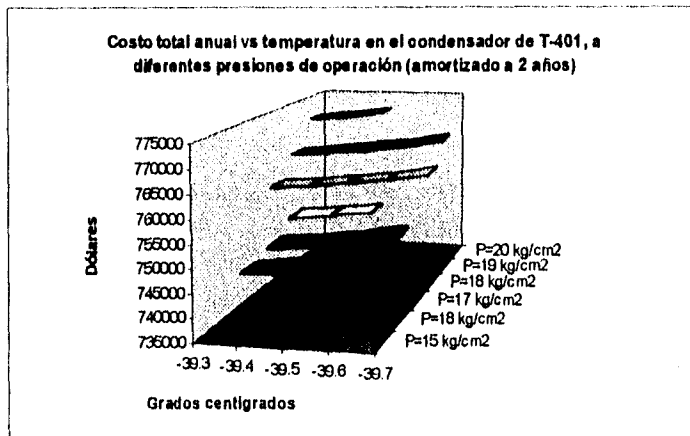
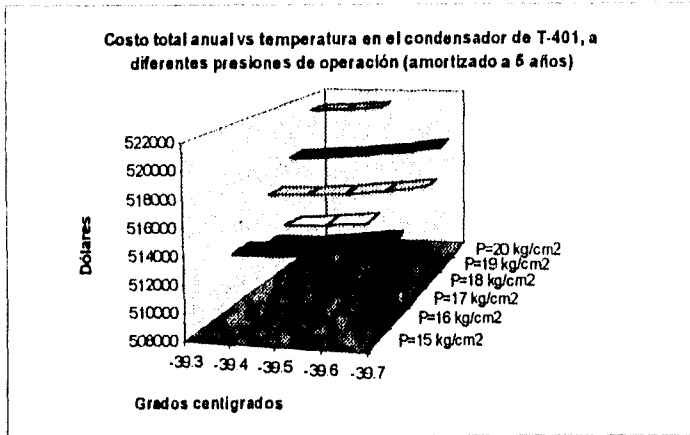
A continuación se presentan los resultados de la evaluación económica anterior cuando se considera una amortización del equipo en cinco y dos años.

• Amortización a 5 años:

Tabla 7.2.- Costo total anual expresado en dólares, al variar la temperatura de salida en el condensador y la presión de operación de la torre desetanizadora.						
Temperatura en el condensador (°C)	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor y compresor	Torre desetanizadora	Vapor, agua y electricidad	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
Presión de operación de la torre: 15 kg/cm ²						
-39.4	87,195	27,811	108,901	179,012	111,201	514,120
-39.5	87,710	27,811	108,922	179,248	110,530	514,221
-39.6	88,330	27,811	108,943	179,513	109,868	514,463
Presión de operación de la torre: 16 kg/cm ²						
-39.4	90,246	28,914	117,171	175,083	101,908	513,322
-39.5	90,763	28,914	117,194	175,320	101,266	513,457
-39.6	91,385	28,914	117,218	175,591	100,627	513,735
-39.7	92,171	28,914	117,241	175,857	99,987	514,170
Presión de operación de la torre: 17 kg/cm ²						
-39.4	93,179	30,018	125,112	171,883	93,540	513,732
-39.5	93,699	30,018	125,136	172,157	92,922	513,932
-39.6	94,324	30,018	125,161	172,393	92,307	514,203
Presión de operación de la torre: 18 kg/cm ²						
-39.3	95,578	31,121	132,693	169,089	86,559	515,040
-39.4	96,028	31,121	132,719	169,296	85,961	515,125
-39.5	96,552	31,121	132,745	169,509	85,365	515,352
-39.6	97,182	31,121	132,772	169,842	84,773	515,690
-39.7	97,979	31,121	132,798	170,076	84,179	516,153
Presión de operación de la torre: 19 kg/cm ²						
-39.3	98,358	32,225	140,005	167,062	79,638	517,266
-39.4	98,813	32,225	140,033	167,369	79,060	517,500
-39.5	99,342	32,225	140,061	167,606	78,485	517,719
-39.6	99,979	32,225	140,089	167,914	77,911	518,118
-39.7	100,784	32,225	140,118	168,124	77,337	518,588
Presión de operación de la torre: 20 kg/cm ²						
-39.3	101,102	33,328	147,073	165,768	73,306	520,577
-39.4	101,563	33,328	147,103	166,014	72,748	520,756
-39.5	102,100	33,328	147,134	166,322	72,191	521,075

• Amortización a 2 años:

Tabla 7.2.- Costo total anual expresado en dólares, al variar la temperatura de salida en el condensador y la presión de operación de la torre desetanizadora.						
Temperatura en el condensador (°C)	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor y compresor	Torre desetanizadora	Vapor, agua y electricidad	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
Presión de operación de la torre: 15 kg/cm ²						
-39.4	186,352	59,437	108,901	283,098	111,201	748,989
-39.5	187,452	59,437	108,922	283,447	110,530	749,788
-39.6	188,776	59,437	108,943	283,854	109,866	750,876
Presión de operación de la torre: 16 kg/cm ²						
-39.4	192,873	61,795	117,171	276,837	101,908	750,584
-39.5	193,977	61,795	117,194	277,188	101,266	751,420
-39.6	195,306	61,795	117,218	277,604	100,627	752,550
-39.7	196,987	61,795	117,241	278,011	99,987	754,021
Presión de operación de la torre: 17 kg/cm ²						
-39.4	199,142	64,154	125,112	271,711	93,540	753,659
-39.5	200,253	64,154	125,136	272,129	92,922	754,594
-39.6	201,589	64,154	125,161	272,480	92,307	755,691
Presión de operación de la torre: 18 kg/cm ²						
-39.3	204,287	68,512	132,893	267,239	86,559	757,270
-39.4	205,227	68,512	132,719	267,497	85,961	757,916
-39.5	206,347	68,512	132,745	267,915	85,365	758,884
-39.6	207,694	68,512	132,772	268,333	84,773	760,084
-39.7	209,397	68,512	132,798	268,645	84,179	761,531
Presión de operación de la torre: 19 kg/cm ²						
-39.3	210,210	68,870	140,005	263,835	79,638	762,558
-39.4	211,182	68,870	140,033	264,316	79,060	763,461
-39.5	212,313	68,870	140,061	264,634	78,485	764,363
-39.6	213,675	68,870	140,089	265,116	77,911	765,661
-39.7	215,395	68,870	140,118	265,380	77,337	767,100
Presión de operación de la torre: 20 kg/cm ²						
-39.3	216,074	71,229	147,073	261,635	73,306	769,317
-39.4	217,058	71,229	147,103	261,968	72,748	770,104
-39.5	218,205	71,229	147,134	262,447	72,191	771,206



Cuando se considera en el cálculo de los costos fijos un tiempo de depreciación del equipo de cinco años, se puede observar que los valores óptimos de presión de operación y temperatura de salida en el condensador de la torre desetanizadora, se modifican de 17 a 16 kg/cm², a una temperatura igual o mayor a los -39.4°C.

Sin embargo, cuando el tiempo de amortización se reduce, como es el caso de dos años, la presión de operación óptima podría ser de 15 kg/cm^2 o menos, debido al aumento considerable en el costo del equipo. De forma similar se puede observar en la gráfica de costo total anual de operación para un tiempo de amortización de dos años, que las curvas de costo contra temperatura de enfriamiento en el condensador, tienen una pendiente mucho mayor que en los dos casos anteriores de amortización, lo que hace suponer que la temperatura óptima de operación en el condensador será mucho mayor a los -39.3°C .

Cuando el equipo se deprecia a un menor tiempo, el valor óptimo de temperatura en el condensador no sólo está sujeto al costo del condensador EX-410 por su tamaño, sino también al costo del equipo del ciclo de refrigeración del propano, costo que se incrementa al aumentar el consumo de propano refrigerante.

7.2.- Valor óptimo de temperatura de la corriente de entrada a la torre desetanizadora.

Resumen

Una vez determinadas las condiciones óptimas de operación de la columna desetanizadora, se prosigió a obtener el valor óptimo de temperatura de la corriente alimentada al primer plato de la torre que resultó ser 6.3°C .

Debido a que antes de realizar esta determinación ya nos encontrábamos cerca del valor óptimo de temperatura, sólo se logra reducir en un 0.02% adicional el costo total de la quinta alternativa original, y en un 0.01% adicional el costo con respecto al diseño original.

Caso	Inversión total *	Costo fijo anual**	Costo variable	Costo total anualizado	Reducción con respecto al diseño original (%)
• Diseño original	371,158	65,695	607,791	673,486	—
• Quinta alternativa de diseño	400,017	70,803	397,703	468,506	30.44
• Condiciones óptimas de operación en la torre T-401	448,633	79,054	358,477	437,531	35.03
• Temperatura óptima de la corriente C33 alimentada a la torre T-401	448,610	79,457	358,010	437,467	35.04

* Incluye C-401, EX-401, EX-402, EX-403, EX-404, EX-410, T-401 y P-401

** Para un tiempo de depreciación de 10 años

Descripción en detalle de los resultados del presente trabajo

Para encontrar el valor óptimo de temperatura de la corriente C33 de entrada a la columna de separación, se varió la temperatura de dicha corriente a la salida del enfriador EX-403, el cuál utiliza propano a 0°C como refrigerante. Para ello, se utilizaron las condiciones de operación óptimas en la columna de separación, así como aquellas que se han utilizado hasta el momento en el resto de los equipos. A continuación se presentan tanto los resultados de las simulaciones realizadas para las diferentes temperaturas de la corriente C33, como el resultado de la evaluación económica.

Temperatura de la corriente C33 (°C)	Diferencia de temperaturas (°C) *	% de propileno y más pesados no recuperados	Flujo por el fondo de la torre (kmol/hr)	Relación de reflujo (L/D)	Flujo de calor en el condensador (KJ/seg)	Flujo de calor en el rehervidor (KJ/seg)	Temperatura en el primer plato de la torre (°C)
8.0	8.0	5.005	73.41	0.407	193.77	295.67	-2.24
7.0	7.0	5.003	73.41	0.397	189.69	296.06	-2.59
6.6	6.6	5.002	73.41	0.394	188.07	296.22	-2.73
6.4	6.4	5.001	73.41	0.392	187.25	296.30	-2.80
6.3	6.3	5.001	73.41	0.391	186.85	296.34	-2.83
6.2	6.2	5.001	73.41	0.390	186.45	296.38	-2.87
6.0	6.0	5.000	73.41	0.388	185.64	296.46	-2.94
4.0	4.0	4.996	73.41	0.370	177.84	297.28	-3.65
2.0	2.0	4.990	73.42	0.353	169.79	298.15	-4.36

* Diferencia de temperaturas entre la corriente de proceso y el propano refrigerante a 0°C

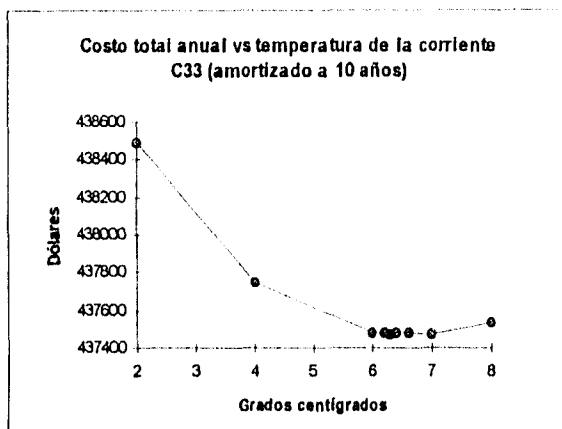
CONTINUACIÓN								
Temperatura de la corriente C33 (°C)	Temperatura (°C)					Fracción vapor		
	Producto de fondo, C37	Salida de C-401, C3	Salida de EX-402, C32	Entrada a EX-402, C45	Entrada a T-401, C60	C31	C33	C60
6.0	90.13	100.21	23.75	-46.88	39.83	0.69	0.83	3.4E-3
7.0	90.13	100.21	23.75	-46.88	39.83	0.69	0.82	3.4E-3
6.6	90.13	100.21	23.75	-46.88	39.83	0.69	0.82	3.4E-3
6.4	90.13	100.21	23.75	-46.88	39.83	0.69	0.82	3.4E-3
6.3	90.13	100.21	23.75	-46.88	39.83	0.69	0.82	3.4E-3
6.2	90.13	100.21	23.75	-46.88	39.83	0.69	0.81	3.4E-3
6.0	90.13	100.21	23.75	-46.88	39.83	0.69	0.81	3.4E-3
4.0	90.13	100.21	23.75	-46.88	39.83	0.69	0.80	3.4E-3
2.0	90.12	100.21	23.75	-46.88	39.83	0.69	0.79	3.4E-3

Temperatura la corriente C33 (°C)	Área de los cambiadores de calor (m ²)					Consumo de Agua en EX-401 (Kmol/hr)	Potencia requerida en C-401	Consumo de propano refrigerante (kmol/hr)		
	EX-401	EX-402	EX-403	EX-404	EX-410			EX-403	EX-410	Total
8.0	24.77	2.84	6.84	8.64	26.46	2025	131.12	21.84	37.23	74.44
7.0	24.77	2.84	6.55	8.65	26.09	2025	131.12	23.21	36.45	74.70
6.6	24.77	2.84	6.86	8.65	25.94	2025	131.12	23.76	36.14	74.81
6.4	24.77	2.84	7.03	8.65	25.87	2025	131.12	24.03	35.98	74.86
6.3	24.77	2.84	7.11	8.65	25.83	2025	131.12	24.16	35.90	74.88
6.2	24.77	2.84	7.20	8.65	25.79	2025	131.12	24.30	35.83	74.91
6.0	24.77	2.84	7.37	8.65	25.72	2025	131.12	24.57	35.87	74.96
4.0	24.77	2.84	9.53	8.67	24.99	2025	131.12	27.27	34.13	75.49
2.0	24.77	2.84	13.25	8.69	24.26	2025	131.12	29.94	32.83	78.03

• Amortización a 10 años:

Tabla 7.4.- Costo total anual expresado en dólares, al variar la temperatura de entrada a la torre desetanizadora

Temperatura de la corriente C33 (°C)	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor y compresor	Torre desetanizadora	Vapor, agua y electricidad	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
8.0	59,873	19,181	125,136	140,419	92,922	437,531
7.0	60,097	19,181	125,170	140,142	92,883	437,473
6.6	60,197	19,181	125,184	140,052	92,866	437,480
6.4	60,249	19,181	125,191	140,001	92,857	437,479
6.3	60,276	19,181	125,194	139,995	92,851	437,487
6.2	60,303	19,181	125,198	139,945	92,850	437,477
6.0	60,358	19,181	125,205	139,895	92,840	437,479
4.0	61,054	19,181	125,277	139,482	92,751	437,745
2.0	62,259	19,181	125,353	139,040	92,653	438,486

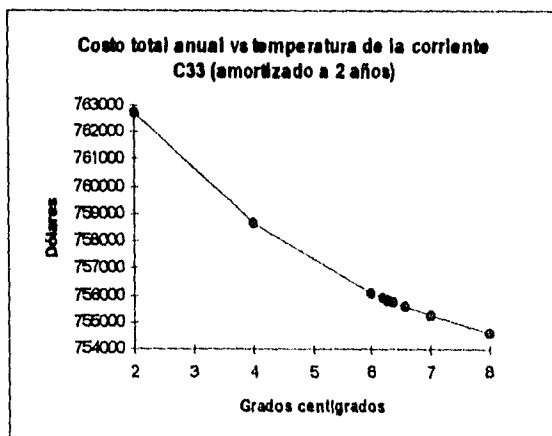
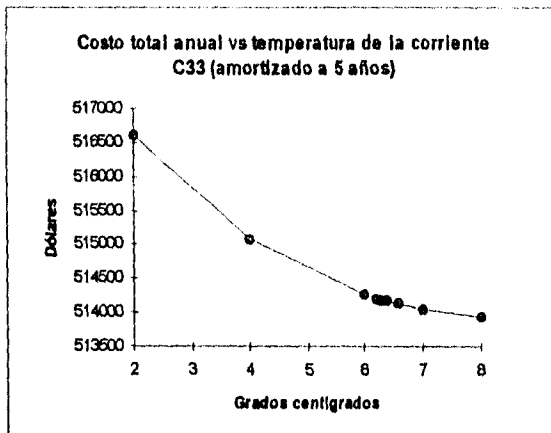


El valor de la temperatura de la corriente de entrada a la torre T-401 que produce un menor costo total anual es 6.3°C.

En general, al disminuir la temperatura de la corriente de entrada a la columna de separación, aumentan los costos fijos y el costo por consumo de vapor en el rehedidor de la torre, pero se reduce el costo por concepto de propano refrigerante y el que representa la no recuperación de los hidrocarburos más pesados que el etano como gas L.P. y nafta.

Se puede observar en las tablas de resultados 7.3 y 7.4, que a pesar de que se requiere de un mayor consumo de propano refrigerante total, al disminuir la temperatura de la corriente C33, no aumenta el costo del ciclo de refrigeración. Esto se debe a que en el ciclo de refrigeración el flujo de propano que tiene mayor influencia en el costo fijo y variable de los dos compresores, es el que da servicio al condensador de la torre T-401. Al ser menor el consumo de propano refrigerante en el condensador EX-410 a temperaturas más bajas de la corriente C33, los costos relacionados a los dos compresores del ciclo disminuyen, y aunque el resto de los costos aumentan en este ciclo, se reduce el costo total anual del ciclo de refrigeración.

Si se considera en los cálculos económicos un tiempo menor de depreciación del equipo, se observa que el valor óptimo de temperatura de entrada a la torre desetinizadora es mayor a 8°C, como se puede apreciar en las siguientes gráficas, debido a la influencia que tiene la depreciación sobre los costos fijos.



7.3.- Valor óptimo de temperatura de la corriente extraída del enfriador EX-401.

Resumen

La temperatura óptima de la corriente de salida del enfriador EX-401 es 33.5°C, valor con el cuál se logra reducir en un 8.5% el costo total original de la quinta propuesta de diseño, y en un 36.36% el costo del diseño original, como consecuencia de una disminución apreciable en el costo por concepto de propano refrigerante.

Tabla comparativa de costos (Dólares)					
Caso	Inversión total *	Costo fijo anual**	Costo variable	Costo total anualizado	Reducción con respecto al diseño original (%)
• Diseño original	371,158	65,695	607,791	673,486	—
• Quinta alternativa de diseño	400,017	70,803	397,703	468,506	30.44
• Condiciones óptimas de operación en la torre T-401	446,633	79,054	358,477	437,531	35.03
• Temperatura óptima de la corriente C33 alimentada a la torre T-401	446,910	79,457	358,010	437,487	35.04
• Temperatura óptima de la corriente extraída del enfriador EX-401	477,955	84,598	343,987	428,585	36.36

* Incluye C-401, EX-401, EX-402, EX-403, EX-404, EX-410, T-401 y P-401

** Para un tiempo de depreciación de 10 años

Descripción detallada de los resultados al determinar el valor óptimo de la temperatura de la corriente extraída del enfriador EX-401.

A continuación se presenta el resultado obtenido al variar la temperatura de la corriente C31 de salida del cambiador de calor EX-401, el cual utiliza agua como medio de enfriamiento.

Tabla 7.5.- Resultado de variar la temperatura de la corriente de salida del enfriador EX-401

Temperatura de la corriente C31 (°C)	Diferencia de temperaturas (°C) *	% de propileno y más pesados no recuperados	Flujo por el fondo de la torre (kmol/hr)	Relación de reflujo (L/D)	Flujo de calor en el condensador (KJ/seg)	Flujo de calor en el rehervidor (KJ/seg)	Temperatura en el primer plato de la torre (°C)
42.0	10.0	4.964	73.44	0.392	187.85	298.12	-2.42
40.0	8.0	5.001	73.41	0.391	188.85	298.34	-2.83
38.0	6.0	5.038	73.38	0.390	185.77	297.01	-3.24
36.0	4.0	5.075	73.35	0.389	184.59	298.12	-3.65
34.0	2.0	5.111	73.32	0.388	183.32	299.66	-4.07
33.8	1.8	5.114	73.32	0.388	183.19	299.84	-4.11
33.7	1.7	5.116	73.32	0.388	183.12	299.93	-4.13
33.6	1.6	5.118	73.32	0.388	183.06	300.02	-4.15
33.5	1.5	5.120	73.32	0.387	182.99	300.11	-4.17
33.4	1.4	5.121	73.31	0.387	182.92	300.21	-4.19
33.2	1.2	5.125	73.31	0.387	182.79	300.39	-4.23
33.0	1.0	5.128	73.31	0.387	182.65	300.59	-4.28
32.4	0.4	5.139	73.30	0.387	182.23	301.19	-4.40

Temperatura de la corriente C31 (°C)	Temperatura (°C)					Fracción vapor		
	Producto de fondo, C37	Salida de C-401, C3	Salida de EX-402, C32	Entrada a EX-402, C45	Entrada a T-401, C60	C31	C33	C60
42.0	90.10	100.21	26.46	-46.68	41.83	0.70	0.80	3.4E-3
40.0	90.13	100.21	23.75	-46.88	39.83	0.69	0.82	3.4E-3
38.0	90.16	100.21	21.01	-46.89	37.84	0.87	0.83	3.3E-3
36.0	90.19	100.21	18.23	-46.89	35.84	0.66	0.85	3.3E-3
34.0	90.23	100.21	15.43	-46.90	33.85	0.65	0.86	3.2E-3
33.8	90.23	100.21	15.14	-46.90	33.65	0.65	0.88	3.2E-3
33.7	90.23	100.21	15.00	-46.90	33.55	0.65	0.86	3.2E-3
33.6	90.23	100.21	14.86	-46.90	33.45	0.65	0.86	3.2E-3
33.5	90.23	100.21	14.72	-46.90	33.35	0.65	0.87	3.2E-3
33.4	90.23	100.21	14.58	-46.90	33.25	0.65	0.87	3.2E-3
33.2	90.24	100.21	14.29	-46.90	33.05	0.65	0.87	3.2E-3
33.0	90.24	100.21	14.01	-46.90	32.85	0.64	0.87	3.2E-3
32.4	90.25	100.21	13.15	-46.90	32.25	0.64	0.87	3.2E-3

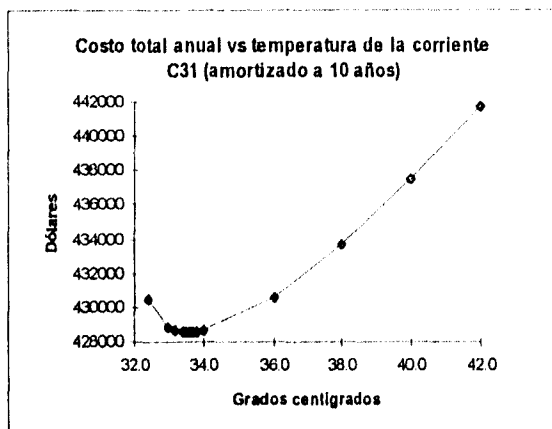
* Diferencia de temperaturas entre la corriente de proceso y el agua de enfriamiento a 32°C

CONTINUACIÓN										
Temperatura la corriente C31 (°C)	Área de los cambiadores de calor (m ²)					Consumo de Agua en EX-401 (Kmo/hr)	Potencia requerida en C-401	Consumo de propano refrigerante (kmo/hr)		
	EX-401	EX-402	EX-403	EX-404	EX-410			EX-403	EX-410	Total
42.0	21.94	2.60	8.00	6.64	25.75	1950	131.12	29.04	36.09	80.03
40.0	24.77	2.84	7.11	6.65	25.83	2025	131.12	24.16	35.90	74.88
38.0	28.44	3.15	6.19	6.67	25.90	2099	131.12	19.55	35.69	69.97
36.0	33.63	3.56	5.23	6.70	25.97	2172	131.12	15.18	35.47	65.28
34.0	42.83	4.16	4.20	6.73	26.02	2244	131.12	11.06	35.22	60.82
33.8	44.01	4.23	4.10	6.74	26.03	2251	131.12	10.67	35.20	60.39
33.7	44.77	4.27	4.04	6.74	26.03	2254	131.12	10.47	35.19	60.18
33.6	45.56	4.31	3.99	6.74	26.03	2258	131.12	10.27	35.17	59.96
33.5	46.41	4.36	3.93	6.74	26.03	2281	131.12	10.07	35.16	59.74
33.4	47.32	4.40	3.88	6.75	26.03	2285	131.12	9.88	35.15	59.53
33.2	49.35	4.49	3.76	6.75	26.04	2272	131.12	9.49	35.12	59.10
33.0	51.76	4.59	3.65	6.75	26.04	2279	131.12	9.10	35.10	58.67
32.4	63.97	4.93	3.30	6.77	26.06	2300	131.12	7.95	35.02	57.41

• Amortización a 10 años:

Tabla 7.6.- Costo total anual expresado en dólares, al variar la temperatura de salida en el enfriador EX-401

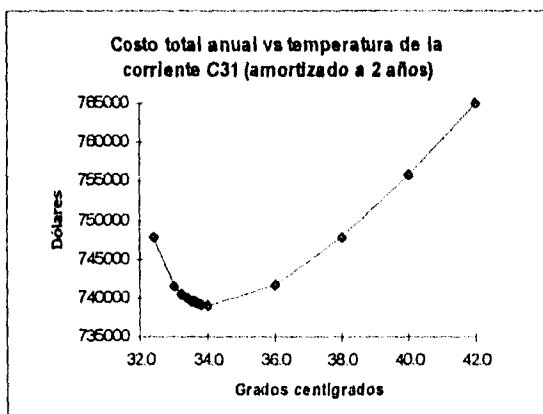
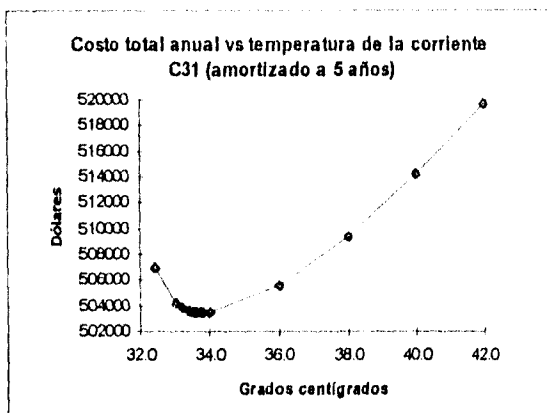
Temperatura de la corriente C33 (°C)	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor y compresor	Torre desetinizadora	Vapor, agua y electricidad	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
42.0	59,633	19,181	123,922	146,831	92,161	441,728
40.0	60,276	19,181	125,194	139,965	92,851	437,467
38.0	61,130	19,181	126,491	133,371	93,538	433,711
36.0	62,367	19,181	127,808	127,026	94,216	430,598
34.0	64,523	19,181	129,145	120,946	94,884	428,679
33.8	64,851	19,181	129,278	120,353	94,953	428,616
33.7	65,029	19,181	129,336	120,069	94,967	428,602
33.6	65,217	19,181	129,411	119,766	95,020	428,595
33.5	65,417	19,181	129,469	119,465	95,053	428,585
33.4	65,631	19,181	129,544	119,172	95,085	428,613
33.2	66,106	19,181	129,677	118,584	95,152	428,700
33.0	66,666	19,181	129,811	117,993	95,217	428,868
32.4	69,407	19,181	130,215	116,256	95,415	430,474



Como resultado de este análisis se encontró que la temperatura óptima de la corriente de salida C31 del enfriador EX-401 es 33.5°C, cuando el equipo se deprecia en diez años.

Al disminuir la temperatura de salida del cambiador de calor EX-401 aumentan los costos fijos y variables, excepto el costo del ciclo de refrigeración debido a la disminución considerable en el consumo de propano refrigerante en el enfriador EX-403.

Si se reduce el tiempo de depreciación del equipo a 5 años, el valor óptimo de la corriente C31 se modificará de 33.5 a 33.6°C, y en el caso de que el factor de depreciación sea de 2 años, el valor óptimo será 34°C. Esto se debe a que incrementa el costo del enfriador EX-401 casi en la misma proporción en que disminuye el costo total del equipo del ciclo de refrigeración de propano.



7.4.- Valor óptimo de temperatura de la corriente del gas combustible producido y extraído del cambiador de calor EX-402.

Resumen

Finalmente se determinó el valor óptimo de temperatura de la corriente C46, la cual corresponde al gas combustible que se envía al límite de batería. Se encontró que la temperatura óptima de operación de la corriente C46 es 31.9°C, valor muy cercano a la

temperatura de 30°C que se había fijado hasta antes de determinar el valor óptimo de dicha variable, lo cual conduce a que sólo se reduzca el costo total con respecto al diseño original en 0.05%.

Tabla comparativa de costos (Dólares)					
Caso	Inversión total *	Costo fijo anual**	Costo variable	Costo total anualizado	Reducción con respecto al diseño original (%)
• Diseño original	371,158	65,695	607,791	673,486	---
• Quinta alternativa de diseño	400,017	70,803	397,703	468,506	30.44
• Condiciones óptimas de operación en la torre T-401	446,633	79,054	358,477	437,531	35.03
• Temperatura óptima de la corriente C33 alimentada a la torre T-401	448,910	79,457	358,010	437,467	35.04
• Temperatura óptima de la corriente extraída del enfriador EX-401	477,955	84,598	343,987	428,585	36.36
• Temperatura óptima de la corriente extraída del intercambiador EX-402	480,780	85,098	343,201	428,299	36.41

* Para un tiempo de depreciación de 10 años

Descripción en detalle de los resultados

Cabe recordar que la corriente C46 de gas combustible producido recibe calor en el cambiador de calor EX-402, antes de llegar al límite de batería, de la corriente de vapores de hidrocarburos que se dirige a la torre desetanizadora. En la tabla 7.7 se presentan los resultados del cálculo, a excepción de aquellas variables que no sufren cambio al variar la temperatura de la corriente C46. Posteriormente se muestra el resultado de la evaluación económica.

Tabla 7.7.- Resultado de variar la temperatura de la corriente de salida del intercambiador EX-402

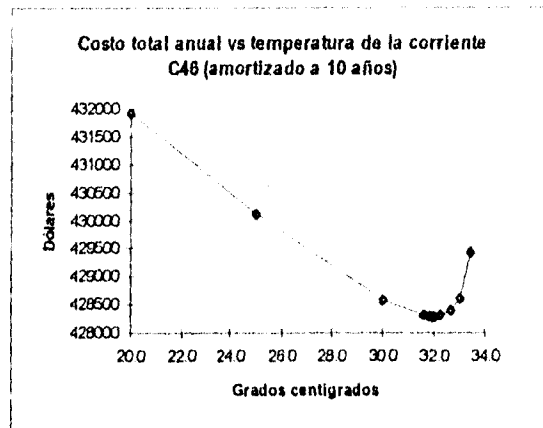
Temperatura de la corriente C46 (°C)	Temperatura de la corriente C32 (°C)	Diferencia de temperaturas (°C)*	Área de los cambiadores de calor (m ²)		Consumo de propano refrigerante (kmo/hrs)		
			EX-402	EX-403	EX-403	EX-410	Total
33.4	13.88	60.78	9.72	3.84	9.02	35.16	58.89
33.0	13.98	60.88	7.30	3.87	9.14	35.16	58.81
32.6	14.08	60.98	6.41	3.71	9.27	35.16	58.94
32.2	14.18	61.08	5.85	3.74	9.39	35.16	59.06
32.0	14.23	61.13	5.64	3.76	9.45	35.16	59.12
31.9	14.25	61.15	5.54	3.77	9.48	35.16	59.15
31.8	14.28	61.18	5.45	3.78	9.51	35.16	59.18
31.6	14.33	61.23	5.28	3.80	9.58	35.16	59.25
30.0	14.72	61.82	4.38	3.93	10.07	35.16	59.74
25.0	15.94	62.84	3.03	4.33	11.62	35.16	61.29
20.0	17.15	64.05	2.35	4.70	13.15	35.16	62.82

* Diferencia de temperaturas entre la corriente caliente de salida C32 y la corriente fría de entrada C45, cuya temperatura es de -46.9°C

• Amortización a 10 años:

Tabla 7.8.- Costo total anual expresado en dólares, al variar la temperatura de salida del intercambiador de calor EX-402

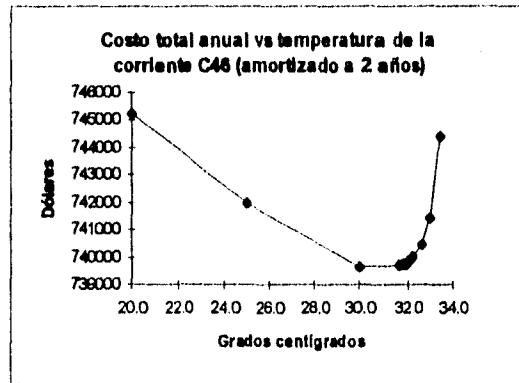
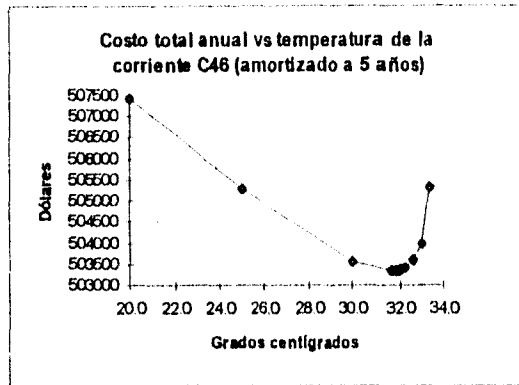
Temperatura de la corriente C46 (°C)	Costos Fijos		Costos Variables			Costo total
	Cambiadores de calor y compresor	Torre desetanizadora	Vapor, agua y electricidad	Propano refrigerante	Propileno y más pesados no recuperados	
33.4	67,657	19,181	129,469	118,070	95,053	429,430
33.0	66,668	19,181	129,469	118,230	95,053	428,601
32.6	66,290	19,181	129,469	118,400	95,053	428,393
32.2	66,051	19,181	129,469	118,561	95,053	428,315
32.0	65,959	19,181	129,469	118,640	95,053	428,302
31.9	65,917	19,181	129,469	118,679	95,053	428,299
31.8	65,877	19,181	129,469	118,723	95,053	428,303
31.6	65,806	19,181	129,469	118,814	95,053	428,323
30.0	65,417	19,181	129,469	119,465	95,053	428,585
25.0	64,905	19,181	129,469	121,517	95,053	430,125
20.0	64,685	19,181	129,469	123,540	95,053	431,928



Como se puede observar en la gráfica, el valor óptimo de temperatura de la corriente de gas combustible que se extrae del intercambiador EX-402 es 31.9°C, para un tiempo de depreciación del equipo de diez años.

Al calentar más la corriente de gas combustible en el cambiador de calor EX-402, se obtiene una corriente C32 de vapores de hidrocarburos más fría, lo cual provoca que aumente el área de transferencia de calor, y por lo tanto el costo del equipo. Sin embargo, al requerirse un menor consumo de propano refrigerante en el enfriador EX-403 para alcanzar la temperatura de 8°C, se reduce el costo del ciclo de refrigeración del propano, lo que ayuda a que disminuya el costo total de la planta.

Para un tiempo de depreciación del equipo de cinco años, el valor óptimo de temperatura de la corriente C46 se desplaza de 31.9 a 31.6°C, y a 30°C aproximadamente en el caso de dos años.



CONCLUSIONES

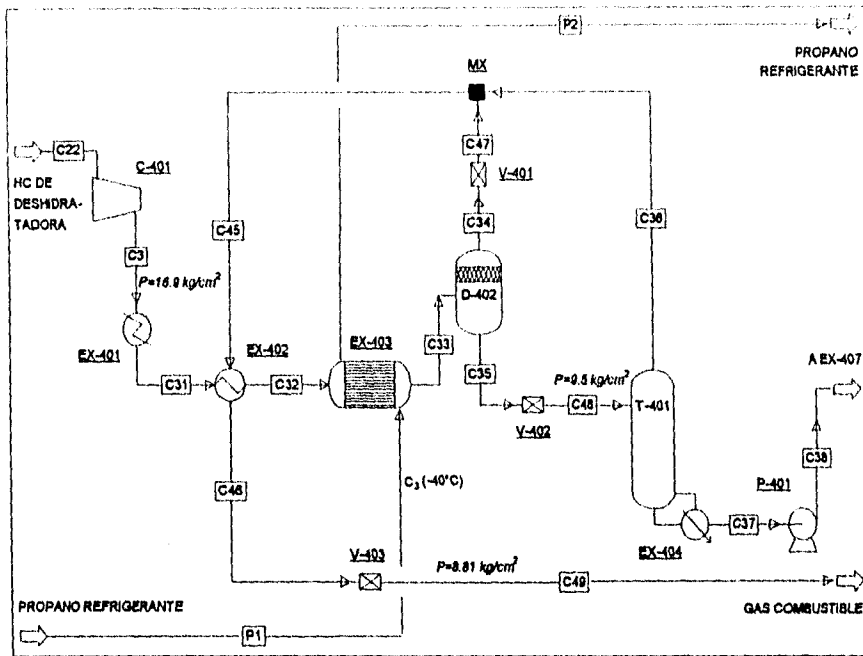
CONCLUSIONES

El objetivo propuesto al desarrollar la tesis se satisfizo ampliamente, al lograr mediante modificaciones en las condiciones de operación y en el esquema del proceso una reducción en el costo anual de 21.8% con respecto al diseño original, lo que representa un ahorro cercano a \$250,000 dólares al año, tan sólo en aquellas secciones de la planta recuperadora de vapores que fueron consideradas en este estudio, esto es, de la primera, segunda y tercera etapas de compresión, de la etapa de enfriamiento y la torre desetanizadora.

Fue posible alcanzar la meta anteriormente descrita, en virtud de que se lograron los siguientes objetivos particulares:

- Seleccionar los métodos adecuados para llevar a cabo la simulación del proceso de la planta recuperadora de vapores de hidrocarburos de Azcapotzalco, que permitieran reproducir adecuadamente las condiciones de operación de diseño de dicha planta.
- Resultar adecuado, para recuperar los desfuegos de la refinería de Tula, el esquema de proceso de recuperación de vapores que Bufete Industrial diseñó para la refinería de Azcapotzalco.
- Determinar las temperaturas de operación óptimas en los equipos que conforman las secciones de captación, primera y segunda etapas de compresión y deshidratación de gases, logrando con ello enviar la totalidad de los hidrocarburos que entran a la planta a las secciones de enfriamiento y fraccionamiento, sin agua y ácido sulfhídrico.

Con el propósito de hacer evidentes los principales cambios que se proponen, se presenta a continuación el esquema del diseño original que comprende la tercera etapa de compresión, la sección de enfriamiento de gases y la torre desetanizadora.



Tercera etapa de compresión, sección de enfriamiento y torre desetanizadora
Diseño original

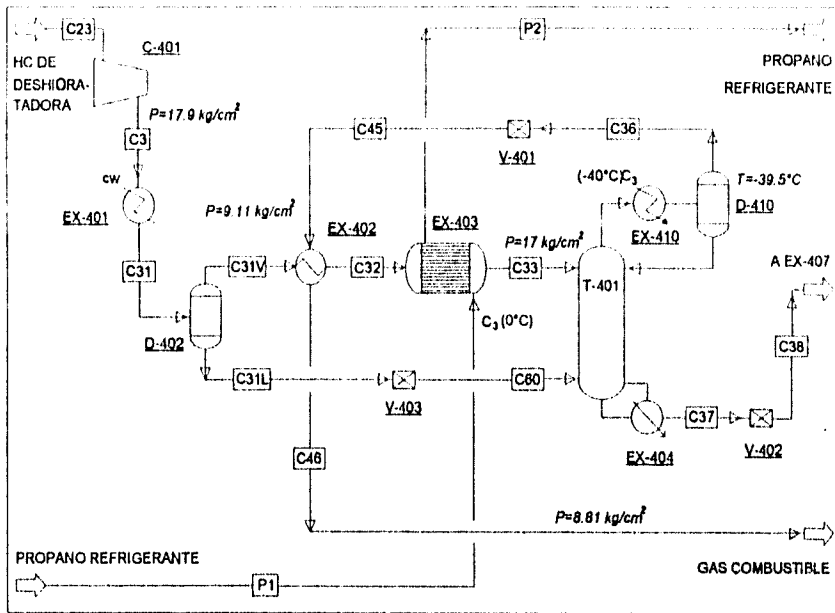
Para alcanzar la reducción de costos arriba mencionada, los cambios más importantes en las condiciones de operación son:

- 1.- Separar la fracción líquida de la corriente que sale del cambiador de calor EX-401 para alimentarla por separado a la columna desetanizadora T-401, y evitar así ser enfriada en los equipos EX-402 y EX-403
- 2.- Elevar la presión de operación de la torre desetanizadora de 9.5 a 17 kg/cm²
- 3.- Operar la torre desetanizadora con reflujo
- 4.- Llevar las temperaturas de trabajo a las condiciones óptimas de operación en cada uno de los diferentes equipos de intercambio de calor que componen el nuevo esquema de proceso

Las modificaciones más relevantes que se proponen efectuar en la configuración del proceso para lograr las condiciones de operación son:

- 1.- Transferir la localización del tanque D-402 de la salida del enfriador EX-403 a la salida del cambiador de calor EX-401.
- 2.- Eliminar la válvula reductora de presión V-402
- 3.- Rearreglar el ciclo de refrigeración del propano para utilizar con efectividad el nivel intermedio de enfriamiento en el cambiador de calor EX-403
- 4.- Incorporar un condensador en la torre desetanizadora, utilizando como medio de enfriamiento el propano a -40°C.
- 5.- Eliminar la bomba P-401

Con los cambios antes mencionados, el esquema del proceso de la sección modificada queda de la siguiente forma:



Tercera etapa de compresión, sección de enfriamiento y torre desetanzadora
Diseño propuesto

Con las modificaciones antes propuestas se incrementa ligeramente el costo fijo, pero se logra una reducción apreciable en el costo variable, como una consecuencia de modificar el ciclo de refrigeración y de evitar pérdidas de propileno y más pesados en el domo de la torre desetanzadora, las cuales se reducen de 8.62 a 5.12%.

Finalmente, se comparan en la siguiente tabla los costos totales anuales de las secciones consideradas en los dos diseños.

Tabla comparativa de costo anual (Dólares)				
Diseño	Inversión Total *	Costo fijo anual **	Costo variable	Costo total anualizado
• Original	934,616	165,427	960,013	1,125,440
• Propuesto	1,044,243	184,831	695,424	880,255
	<i>Ahorro</i>			245,185

* incluye el tren de compresión, la sección de enfriamiento y la torre desetanizadora

** Para un tiempo de depreciación de 10 años

Es importante señalar que la presión de operación de la columna desetanizadora, así como la temperatura de salida del enfriador EX-401, son las variables que tienen un mayor efecto sobre los costos.

Por otra parte, conviene llamar la atención en relación a los criterios generales que suelen usarse en el diseño de intercambiadores de calor, los cuales consisten en asignar una diferencia de temperatura entre las corrientes que intercambian calor de 10°C para aquellos enfriados con agua y 5°C para los refrigerados. En el presente trabajo se encuentran valores muy inferiores a los criterios generales, por ejemplo, en el equipo EX-401 que utiliza agua de enfriamiento, el óptimo esquema económico se obtiene con un acercamiento de 1.5°C, mientras que en el condensador de la torre desetanizadora, la más favorable condición económica se tiene con un acercamiento de 0.5°C entre la corriente de proceso y el propano refrigerante. Esto sucede porque en el balance no sólo están en juego el costo fijo del cambiador de calor y los costos asociados al calor recuperado, si no también, la recuperación adecuada de productos valiosos al abatir la temperatura de la corriente de proceso.

Puede concluirse que en el caso de intercambiadores de calor, en los que las temperaturas de diseño afectan significativamente la eficiencia termodinámica del sistema en consideración, es necesario efectuar un análisis detallado del efecto del acercamiento de temperatura de diseño, en lugar de usar reglas convencionales, ya que dicho acercamiento de temperatura influye substancialmente en el costo del sistema.

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

- Adamson, A.W., Understanding Physical Chemistry, Parte 1, W.A. Benjamin, Inc., (1964).
- Aspen Technology, Inc., Aspen Plus User Guide (1991).
- Aspen Technology, Inc., Guide to Physical Properties (1991).
- Aspen Technology, Inc., Data Regression Manual (1991).
- Chemical Engineering Plant Cost Index, Chemical Engineering, septiembre de 1994.
- Flow of fluids, Crane Co., EE.UU.
- Garrett, D.E., Chemical Engineering Economics, Van Nostrand Reinhold, EE.UU. (1989)
- Henley, E.J. y Seader, J.D., Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química, Reverté, S.A. España (1988).
- Informe de servicios de la Refinería Miguel Hidalgo, Tula, México.
- Kern, D.Q., Procesos de Transferencia de Calor, CECSA, 17a. Impresión, México (1984).
- King, C.J., Separation Processes, 2a. Ed., McGraw Hill, EE.UU. (1980).
- Kohl, A.L. y Riesenfeld, F.C., Gas Purification, 4a. Edición, Gulf Publishing Co., Houston, Texas (1985).
- *Libro de Proceso de la Planta Recuperadora de Vapores de la Refinería "18 de Marzo" en Azcapotzalco.* Bufete Industrial, México (1988).
- Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Vol. 2., Gulf Publishing Co., Houston, Texas, EE.UU. (1964).
- Manning, A.W.O. y Wood, H.S., "Guidelines for glycol deshydrator design. Part I", Hydrocarbon Processing, p.106, enero de 1993.
- Manning, A.W.O. y Wood, H.S., "Guidelines for glycol deshydrator design. Part II", Hydrocarbon Processing, p.87, febrero de 1993.
- Peng, D.Y. y Robinson, D.B., Ind. Eng. Chem. Fundamentals, 15, 50 (1976).
- Perry, R.H. y Chilton, C.H., Manual del Ingeniero Químico, 5a. Ed., McGraw Hill.

- Reportes mensuales de Petróleos Mexicanos, México (1989-1992)
- Reportes mensuales de análisis cromatográficos de los desfuegos de la Refinería Miguel Hidalgo, Tula, México.
- Smith V.N., Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química, 2a. Ed., McGraw Hill, México (1989).
- Treybal, R.E., Operaciones de Transferencia de Masa, 2a. Ed., McGraw Hill, México (1988).
- Walas, S.M., "Rules of Thumb", Chemical Engineering, p.75, 16 de marzo de 1987.

APÉNDICE A

ANÁLISIS COMPARATIVO DE LOS CONJUNTOS DE OPCIÓN

En el segundo capítulo se menciona el resultado del análisis comparativo de algunas de las opciones que ofrece el simulador Aspen Plus para reproducir las propiedades termodinámicas. En las hojas siguientes se presentan dichos resultados en forma de tablas para diversos equipos.

En las tablas no se consignan los resultados obtenidos con el conjunto SYSOP6 por arrojar los mismos datos que el conjunto SYSOP3, ni los de los conjuntos SYSOP9 y SYSOP10 por su equivalencia a los del SYSOP8.

Nomenclatura

En las tablas se utilizan por razones de espacio algunas abreviaturas para describir las corrientes. A continuación se describe el significado de las abreviaturas utilizadas en las tablas comparativas correspondientes a los siguientes equipos.

Separadores.-

- V: vapor de separación
- L: líquido de separación
- En el caso en que se formen dos fases, una fase líquida se denomina L1 y la otra L2

Torre deshidratadora.-

- G: gas de salida
- L: líquido de salida

Torres fraccionadoras.-

- D: producto del destilado
- B: producto por fondos

Cambiadores de calor y válvulas.-

- VF: fracción del vapor en la corriente de salida
- T: temperatura de la corriente de salida

SEPARADOR DE SUCCIÓN DE LA PRIMERA ETAPA DE COMPRESIÓN (D-101)

COMPONENTE	DIAGRAMA DE FLUJO		CONJUNTOS DE OPCIÓN															
			CORRELACIÓN DE ESTADOS CORRESPONDIENTES						ECUACIÓN DE ESTADO						COEFICIENTES DE ACTIVIDAD			
	SYSOP1		SYSOP2		SYSOP3		SYSOP4		SYSOP5		SYSOP17		SYSOP8		SYSOP11			
	V	L	V	L	V	L	V	L	V	L	V	L	V	L	V	L		
Flujo (Kmol/hr):																		
Bióxido de Carbono	2.74	2.74	2.74	2.74	6.8E-06	2.74	5.7E-06	2.74	7.0E-08	2.74	3.3E-06	2.73	5.4E-03	2.74	3.7E-03
Monóxido de Carbono	1.94	1.94	1.94	1.94	7.7E-09	1.94	8.3E-09	1.94	1.94	3.1E-09	1.94	4.6E-03	1.94	3.4E-03
Hidrógeno	8.31	8.31	8.31	8.31	5.6E-08	8.31	1.2E-07	8.31	8.31	4.8E-07	2.0E-05	8.31	2.0E-05	8.31
Acido Sulhídrico	12.52	12.52	12.52	12.52	3.1E-04	12.52	2.4E-04	12.52	1.9E-06	12.52	2.8E-04	12.48	4.1E-02	12.49	2.9E-02
Metano	103.43	103.43	103.43	103.43	3.9E-06	103.43	4.0E-06	103.43	1.3E-10	103.43	1.5E-06	103.29	0.14	103.33	0.10
Etano	30.28	30.28	30.28	30.28	1.8E-06	30.28	1.6E-06	30.28	4.4E-10	30.28	4.8E-05	30.19	9.3E-02	30.22	5.8E-02
Propileno	14.16	14.16	14.16	14.16	6.2E-07	14.16	5.2E-07	14.16	8.5E-10	14.16	2.6E-04	14.08	8.1E-02	14.11	4.7E-02
Propano	47.86	47.86	47.86	47.86	5.0E-07	47.86	4.2E-07	47.86	1.9E-09	47.86	1.4E-03	47.54	0.32	47.66	0.20
i-Butano	14.81	14.81	14.81	14.81	9.0E-09	14.81	7.2E-09	14.81	3.9E-10	14.81	3.4E-03	14.59	0.22	14.67	0.14
n-Butano	25.99	25.99	25.99	25.99	4.2E-08	25.99	3.3E-08	25.99	8.3E-09	25.98	1.4E-02	25.48	0.51	25.66	0.33
Butileno	5.36	5.36	5.36	5.36	3.0E-08	5.36	2.4E-08	5.36	2.3E-09	5.36	2.0E-03	5.27	8.8E-02	5.31	5.3E-02
i-Pentano	16.18	16.18	16.18	16.18	1.9E-09	16.18	1.4E-09	16.18	2.2E-08	16.11	6.8E-02	15.48	0.70	15.69	0.49
i-Pentano	1.01	1.01	1.01	1.01	2.3E-11	1.01	1.8E-11	1.01	4.8E-11	1.01	8.8E-04	0.98	2.7E-02	0.99	2.2E-02
n-Pentano	12.93	12.93	12.93	12.93	1.6E-09	12.93	1.1E-09	12.93	5.5E-08	12.83	0.10	12.23	0.70	12.43	0.50
n-Hexano	1.40	1.40	1.40	1.40	9.3E-12	1.40	6.0E-12	1.40	1.6E-07	1.25	0.15	1.20	0.20	1.24	0.15
Agua	56.48	56.48	56.48	42.29	14.19	46.86	9.62	48.42	8.06	42.59	13.89	32.96	23.52	34.91	21.57
TOTAL	355.40	0	355.40	0	355.40	0	341.21	14.19	345.78	9.62	347.34	8.06	341.18	14.23	320.44	34.96	323.39	32.02
Condensado:																		
Hidrocarburos		0		0		0		3.2E-04		2.5E-04		2.2E-06		0.34		11.44		10.45
Agua		0		0		0		14.19		9.62		8.06		13.89		23.52		21.57

SEPARADOR DE SUCCIÓN DE LA SEGUNDA ETAPA DE COMPRESIÓN (D-102)

COMPONENTE	DIAGRAMA DE FLUJO		CONJUNTOS DE OPCIÓN															
			CORRELACIÓN DE ESTADOS CORRESPONDIENTES						ECUACIÓN DE ESTADO						COEFICIENTES DE ACTIVIDAD			
			SYSOP1		SYSOP2		SYSOP3		SYSOP4		SYSOP5		SYSOP17		SYSOP8		SYSOP11	
			V	L	V	L	V	L	V	L	V	L	V	L	V	L	V	L
Flujo (Kmol/hr):																		
Bióxido de Carbono	2.74	----	2.74	5E-10	2.74	5E-10	2.74	7.8E-05	2.74	9.5E-05	2.74	1.4E-06	2.74	1.0E-04	2.69	4.5E-02	2.70	3.8E-02
Monóxido de Carbono	1.94	----	1.94	5E-12	1.94	4E-12	1.94	8.9E-08	1.94	1.4E-07	1.94	----	1.94	1.8E-07	1.90	3.9E-02	1.90	3.5E-02
Hidrógeno	8.31	----	8.31	2E-11	8.31	1E-11	8.31	6.6E-07	8.31	1.9E-08	8.31	----	8.31	1.1E-05	2.3E-06	8.31	1.5E-06	8.31
Acido Sulhídrico	12.52	----	12.52	2E-07	12.52	2E-07	12.52	3.5E-03	12.52	4.0E-03	12.52	3.9E-05	12.51	7.7E-03	12.18	0.34	12.23	0.29
Metano	103.43	----	103.43	----	103.43	----	103.43	4.5E-05	103.43	6.7E-05	103.43	2.6E-09	103.43	7.9E-05	102.24	1.19	102.37	1.06
Etano	30.28	----	30.28	----	30.28	----	30.28	2.1E-05	30.28	2.7E-05	30.28	8.7E-09	30.28	1.8E-03	29.52	0.75	29.69	0.56
Propileno	14.16	----	14.16	----	14.16	----	14.16	6.9E-06	14.16	8.5E-06	14.16	1.7E-08	14.15	8.5E-03	13.51	0.65	13.68	0.47
Propano	47.86	----	47.86	----	47.86	----	47.86	5.6E-06	47.86	6.8E-06	47.86	3.8E-08	47.81	4.4E-02	45.30	2.55	45.92	1.94
i-Butano	14.81	----	14.81	----	14.81	----	14.81	1.0E-07	14.81	1.2E-07	14.81	7.5E-09	14.71	9.9E-02	13.19	1.62	13.53	1.28
n-Butano	25.99	----	25.99	----	25.99	----	25.99	4.6E-07	25.99	5.2E-07	25.98	1.6E-07	25.62	0.37	22.35	3.63	23.07	2.92
Butileno	5.36	----	5.36	----	5.36	----	5.36	3.3E-07	5.36	3.8E-07	5.36	4.3E-08	5.31	5.5E-02	4.71	0.65	4.87	4.9E-01
i-Pentano	16.18	----	16.18	----	16.18	----	16.18	2.1E-08	16.18	2.2E-08	16.18	4.1E-07	14.82	1.56	11.63	4.35	12.37	3.81
i-Pentano	1.01	----	1.01	----	1.01	----	1.01	2.6E-10	1.01	2.8E-10	1.01	8.9E-10	0.98	2.5E-02	0.83	0.18	0.83	1.7E-01
n-Pentano	12.93	----	12.93	----	12.93	----	12.93	1.8E-08	12.93	1.8E-08	12.93	1.0E-06	10.81	2.12	8.82	4.11	9.29	3.64
n-Hexano	1.40	----	1.40	----	1.40	----	1.40	1.0E-10	1.40	9.4E-11	1.40	2.9E-06	0.39	1.01	0.60	0.79	0.63	0.77
Agua	14.22	42.26	16.15	40.33	18.33	38.15	11.85	44.63	13.01	43.47	13.31	43.17	11.25	45.23	8.11	48.36	9.91	46.57
TOTAL	313.14	42.26	315.07	40.33	317.25	38.15	310.77	44.63	311.93	43.47	312.22	43.17	304.86	50.53	277.78	77.56	282.99	72.37
Condensado:																		
- Hidrocarburos		0.00		2E-07		2E-07		3.7E-03		4.2E-03		4.5E-05		5.30		29.20		25.80
- Agua		42.26		40.33		38.15		44.63		43.47		43.17		45.23		48.36		46.57

SEPARADOR DE CARGA A ENDULZADORA (D-103)

COMPONENTE	DIAGRAMA DE FLUJO		CONJUNTOS DE OPCIÓN																
			CORRELACIÓN DE ESTADOS CORRESPONDIENTES				ECUACIÓN DE ESTADO								COEFICIENTES DE ACTIVIDAD				
	SYSOP1		SYSOP2		SYSOP3		SYSOP4		SYSOP5		SYSOP17		SYSOP8		SYSOP11				
	V	L	V	L	V	L	V	L	V	L1	L2	V	L	V	L	V	L		
Flujo (Kmol/hr):																			
Bióxido de Carbono	2.74	----	2.74	4E-10	2.74	4E-10	2.74	6.5E-05	2.74	7.9E-05	2.74	3.1E-03	1.1E-06	2.73	5.3E-03	2.58	0.16	2.55	0.19
Monóxido de Carbono	1.94	----	1.94	5E-12	1.94	----	1.94	7.9E-08	1.94	1.2E-07	1.94	2.9E-04	----	1.94	1.5E-04	1.79	0.14	1.76	0.18
Hidrógeno	8.31	----	8.31	1E-11	8.31	1E-11	8.31	6.0E-07	8.31	1.8E-06	8.31	4.8E-04	----	8.31	2.6E-04	5.8E-07	8.31	2.5E-07	8.31
Acido Sulhídrico	12.52	----	12.52	2E-07	12.52	1E-07	12.52	2.9E-03	12.52	3.3E-03	12.49	2.2E-02	3.2E-05	12.29	0.23	11.36	1.16	11.09	1.43
Metano	103.43	----	103.43	----	103.43	----	103.43	3.9E-05	103.43	5.7E-05	103.40	2.8E-02	2.3E-09	103.39	3.2E-02	99.07	4.38	97.79	5.64
Etano	30.28	----	30.28	----	30.28	----	30.28	1.7E-05	30.28	2.1E-05	30.26	2.4E-02	7.1E-09	30.15	0.13	27.74	2.54	27.47	2.81
Propileno	14.16	----	14.16	----	14.16	----	14.16	5.5E-06	14.16	6.6E-06	14.14	2.3E-02	1.3E-08	13.91	0.25	12.11	2.05	11.97	2.19
Propano	47.86	----	47.86	----	47.86	----	47.86	4.4E-06	47.86	5.3E-06	47.77	6.5E-02	2.9E-08	46.84	1.02	39.98	7.88	39.45	6.41
i-Butano	14.81	----	14.81	----	14.81	----	14.81	7.5E-08	14.81	8.6E-08	14.78	5.2E-02	5.5E-09	13.73	1.08	10.47	4.34	10.13	4.68
n-Butano	25.99	----	25.99	----	25.99	----	25.99	3.5E-07	25.99	3.9E-07	25.87	1.2E-01	1.1E-07	23.06	2.93	16.79	9.19	16.13	9.86
Butileno	5.36	----	5.36	----	5.36	----	5.36	2.5E-07	5.36	2.8E-07	5.34	2.2E-02	3.2E-08	4.98	0.48	3.65	1.71	3.55	1.81
i-Pentano	16.18	----	16.18	----	16.18	----	16.18	1.5E-08	16.18	1.5E-08	16.01	0.17	2.9E-07	11.13	5.05	7.35	8.83	6.64	9.54
i-Pentano	1.01	----	1.01	----	1.01	----	1.01	1.9E-10	1.01	2.0E-10	1.00	6.2E-03	6.4E-10	0.84	0.17	0.58	0.43	0.53	0.48
n-Pentano	12.93	----	12.93	----	12.93	----	12.93	1.3E-08	12.93	1.3E-08	12.76	0.17	7.1E-07	7.83	5.09	5.15	7.78	4.59	8.33
n-Hexano	1.40	----	1.40	----	1.40	----	1.40	6.8E-11	1.40	6.3E-11	1.34	5.6E-02	1.9E-06	0.33	1.07	0.27	1.13	0.22	1.18
Agua	14.22	10.53	4.81	9.41	5.41	8.81	3.59	10.62	3.95	10.27	3.92	3.1E-02	10.27	2.12	12.10	0.63	13.58	0.84	13.38
TOTAL	313.14	10.53	303.73	9.41	304.33	8.81	302.51	10.62	302.87	10.27	302.05	0.81	10.27	283.48	29.64	239.52	73.59	234.71	78.42
Condensado:																			
· Hidrocarburos		0.00		2E-07		1E-07		3.0E-03		3.5E-03		7.8E-01	3.6E-05		17.54		60.01		65.04
· Agua		10.53		9.41		8.81		10.62		10.27		0.03	10.27		12.10		13.58		13.38

Obsérvese que con el conjunto SYSOP5 se predice la formación de tres fases

SEPARADOR DE CARGA A DEETANIZADORA (D-402)																		
COMPONENTE	DIAGRAMA DE FLUJO		CONJUNTOS DE OPCIÓN															
			CORRELACIÓN DE ESTADOS CORRESPONDIENTES				ECUACIÓN DE ESTADO								COEFICIENTES DE ACTIVIDAD			
			SYSOP1		SYSOP2		SYSOP3		SYSOP4		SYSOP5		SYSOP17		SYSOP8		SYSOP11	
	V	L	V	L	V	L	V	L	V	L	V	L	V	L	V	L		
Flujo (Kmol/hr):																		
Dióxido de Carbono	0.11	0.25	0.11	0.25	0.11	0.25	0.11	0.25	0.11	0.25	0.04	0.32	0.16	0.20	0.02	0.34	0.36
Monóxido de Carbono	1.78	0.17	1.73	0.20	1.70	0.23	1.78	0.15	1.77	0.16	1.46	0.47	1.82	0.11	0.36	1.57	1.93
Hidrógeno	8.16	0.15	8.10	0.21	8.08	0.23	8.12	0.19	8.05	0.28	7.83	0.48	8.28	0.03	8.31	8.31
Metano	78.42	25.01	75.98	27.45	71.22	32.21	80.32	23.11	79.16	24.27	57.54	45.89	83.18	20.25	19.50	83.93	103.43
Etano	7.30	22.98	7.35	22.93	6.87	23.41	8.01	22.27	7.90	22.38	4.94	25.34	8.06	22.22	1.50	28.78	30.28
Propileno	1.00	13.16	1.07	13.09	0.95	13.21	1.13	13.03	1.13	13.03	0.69	13.47	1.18	12.98	0.18	13.98	14.16
Propano	2.81	45.05	3.00	44.86	2.65	45.21	3.13	44.73	3.15	44.71	1.99	45.87	3.33	44.53	0.49	47.37	47.86
i-Butano	0.31	14.50	0.33	14.48	0.29	14.52	0.32	14.49	0.33	14.48	0.17	14.64	0.33	14.48	0.05	14.76	14.81
n-Butano	0.37	25.62	0.36	25.63	0.33	25.66	0.35	25.64	0.37	25.62	0.20	25.79	0.38	25.61	0.05	25.94	25.99
Butileno	0.08	5.28	0.10	5.26	0.09	5.28	0.09	5.27	0.10	5.26	0.06	5.30	0.10	5.26	0.01	5.35	5.36
i-Pentano	0.07	16.11	0.08	16.10	0.07	16.11	0.07	16.11	0.07	16.11	0.03	16.15	0.07	16.11	0.01	16.17	16.18
i-Pentano	0.02	0.99	0.01	1.00	9E-03	1.00	0.01	1.00	0.01	1.00	4E-03	1.01	0.01	1.00	2E-03	1.01	1.01
n-Pentano	0.06	12.87	0.05	12.88	0.04	12.89	0.04	12.89	0.04	12.89	0.02	12.91	0.04	12.89	5E-03	12.92	12.93
n-Hexano	0.01	1.39	1E-03	1.40	1E-03	1.40	8E-04	1.40	9E-04	1.40	2E-04	1.40	1E-03	1.40	1E-04	1.40	1.40
TOTAL	100.48	183.53	98.27	185.74	92.41	191.81	103.48	180.53	102.19	181.82	74.97	209.04	106.94	177.07	22.18	261.63	284.01	0.00
Recuperación en %:																		
Dióxido de Carbono	30.56	69.44	30.56	69.44	30.56	69.44	30.56	69.44	30.56	69.44	11.11	88.89	44.44	55.56	5.56	94.44	100.00	0.00
Monóxido de Carbono	91.19	8.81	89.64	10.36	88.08	11.92	92.23	7.77	91.71	8.29	75.65	24.35	94.30	5.70	18.65	81.35	100.00	0.00
Hidrógeno	98.19	1.81	97.47	2.53	97.23	2.77	97.71	2.29	96.87	3.13	94.22	5.78	99.64	0.36	0.00	100.00	100.00	0.00
Metano	75.82	24.18	73.46	26.54	68.86	31.14	77.66	22.34	76.53	23.47	55.63	44.37	80.42	19.58	18.85	81.15	100.00	0.00
Etano	24.11	75.89	24.27	75.73	22.69	77.31	28.45	73.55	26.09	73.91	16.31	83.69	26.62	73.38	4.95	95.05	100.00	0.00
Propileno y más pesados	3.39	96.61	3.58	96.42	3.17	96.84	3.68	96.32	3.72	96.28	2.26	97.74	3.89	96.11	0.57	99.43	100.00	0.00

TORRE DESHIDRATADORA (T-301)

COMPONENTE	DIAGRAMA DE FLUJO		CONJUNTOS DE OPCIÓN															
			CORRELACIÓN DE ESTADOS CORRESPONDIENTES				ECUACIÓN DE ESTADO						COEFICIENTES DE ACTIVIDAD					
			SYSOP1		SYSOP2		SYSOP3		SYSOP4		SYSOP5		SYSOP17		SYSOP8		SYSOP11	
	G	L	G	L	G	L	G	L	G	L	G	L	G	L	G	L		
Flujo (Kmol/hr):																		
Dióxido de Carbono	0.36	----	0.36	4E-04	0.36	4E-04	0.36	3E-03	0.36	9E-04	0.34	0.02	0.36	2E-07	0.35	8E-03	0.35	0.01
Monóxido de Carbono	1.93	----	1.93	1E-04	1.93	1E-04	1.93	8E-04	1.93	2E-04	1.93	5E-04	1.93	2E-08	1.85	0.08	1.82	0.11
Hidrógeno	8.31	----	8.31	2E-04	8.31	2E-04	8.31	2E-03	8.31	5E-04	8.31	7E-04	8.31	5E-09	0.00	8.31	0.00	8.31
Metano	103.43	----	103.42	0.01	103.41	0.02	103.28	0.15	103.40	0.03	103.35	0.08	103.43	6E-06	101.45	1.98	100.64	2.79
Etano	30.28	----	30.27	0.01	30.27	0.01	30.02	0.26	30.23	0.05	30.25	0.03	30.28	5E-05	29.31	0.97	29.16	1.12
Propileno	14.16	----	14.15	0.01	14.15	0.01	13.82	0.34	14.10	0.06	14.15	0.01	14.16	9E-05	13.47	0.69	13.41	0.75
Propano	47.86	----	47.82	0.04	47.82	0.04	46.66	1.20	47.70	0.17	47.83	0.03	47.86	4E-04	45.24	2.62	45.06	2.80
i-Butano	14.81	----	14.80	8E-03	14.80	8E-03	14.09	0.72	14.74	0.07	14.81	3E-03	14.81	3E-04	13.38	1.43	13.30	1.51
n-Butano	25.99	----	25.95	0.04	25.95	0.04	24.09	1.90	25.78	0.21	25.97	0.02	25.99	1E-03	22.94	3.05	22.76	3.23
Butileno	5.36	----	5.35	0.01	5.35	0.01	5.01	0.35	5.31	0.05	5.36	5E-03	5.36	2E-04	4.81	0.55	4.78	0.58
i-Pentano	16.18	----	16.14	0.04	16.13	0.05	13.82	2.36	15.97	0.21	16.17	9E-03	16.18	3E-03	12.72	3.48	12.44	3.74
i-Pentano	1.01	----	1.01	7E-04	1.01	7E-04	0.94	0.07	1.01	5E-03	1.01	1E-04	1.01	4E-05	0.86	0.15	0.84	0.17
n-Pentano	12.93	----	12.86	0.07	12.86	0.07	10.49	2.44	12.69	0.24	12.92	0.01	12.93	4E-03	9.70	3.23	9.43	3.50
n-Hexano	1.40	----	1.38	0.02	1.38	0.02	0.77	0.63	1.31	0.09	1.40	2E-03	1.40	2E-03	0.70	0.70	0.63	0.77
Agua	----	3.51	3.51	9E-07	3.51	8E-07	1.93	1.58	0.00	3.51	0.00	3.51	0.00	3.51	0.22	3.29	0.33	3.18
Tnietilglicol	----	9.29	2E-03	9.29	3E-03	9.29	4E-04	9.29	2E-03	9.29	4E-04	9.29	6E-04	9.29	5E-03	9.29	4E-03	9.29
TOTAL	284.01	12.80	287.26	9.55	287.24	9.57	275.52	21.30	282.84	13.99	283.80	13.02	284.01	12.81	257.01	39.81	254.95	41.86
Temperature (C)	46.00	45.00	50.39	48.99	50.39	48.99	55.88	51.92	66.01	32.39	53.46	59.03	53.61	61.26	81.16	86.62	82.68	86.03
Compuestos absorbidos:																		
- Hidrocarburos		0.00		0.26		0.28		10.43		1.19		0.22		0.01		27.23		29.39
- Agua		3.51		9E-07		8E-07		1.58		3.51		3.51		3.51		3.29		3.18

TORRE DEETANIZADORA (T-401)

COMPONENTE	DIAGRAMA DE FLUJO		CONJUNTOS DE OPCIÓN															
			CORRELACIÓN DE ESTADOS CORRESPONDIENTES				ECUACIÓN DE ESTADO						COEFICIENTES DE ACTIVIDAD					
			SYSOP1		SYSOP2		SYSOP3		SYSOP4		SYSOP5		SYSOP17		SYSOP8		SYSOP11	
	D	B	D	B	D	B	D	B	D	B	D	B	D	B	D	B		
Flujo (Kmol/hri):																		
Bióxido de Carbono	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.13	0.12	0.25	0.25	0.25
Monóxido de Carbono	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17
Hidrógeno	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
Metano	25.01	25.01	25.01	25.01	25.01	25.01	25.01	25.01	25.01
Etano	22.67	0.32	22.13	0.85	22.36	0.62	21.86	1.12	22.07	0.91	20.50	2.48	21.85	1.13	21.97	1.01	21.59	1.39
Propileno	1.93	11.23	2.08	11.08	2.04	11.12	2.16	11.00	2.12	11.04	2.38	10.78	2.15	11.01	2.18	10.98	2.26	10.90
Propano	5.37	39.68	5.77	39.28	5.63	39.42	5.99	39.06	5.85	39.20	7.00	38.05	6.03	39.02	6.01	39.04	6.27	38.78
i-Butano	0.56	13.63	0.66	13.84	0.63	13.87	0.65	13.85	0.64	13.86	0.72	13.78	0.62	13.88	0.65	13.85	0.67	13.83
n-Butano	0.65	24.98	0.75	24.87	0.73	24.89	0.75	24.87	0.74	24.88	0.87	24.75	0.74	24.88	0.75	24.87	0.77	24.85
Butileno	0.16	5.12	0.20	5.08	0.19	5.09	0.20	5.08	0.19	5.09	0.23	5.05	0.20	5.08	0.19	5.09	0.20	5.08
i-Pentano	0.14	15.97	0.17	15.94	0.17	15.94	0.16	15.95	0.16	15.95	0.16	15.95	0.16	15.95	0.16	15.95	0.15	15.96
i-Pentano	0.01	0.98	0.02	0.97	0.02	0.97	0.02	0.97	0.02	0.97	0.02	0.97	0.02	0.97	0.02	0.97	0.02	0.97
n-Pentano	0.08	12.78	0.10	12.77	0.10	12.77	0.09	12.78	0.09	12.78	0.09	12.78	0.10	12.77	0.09	12.78	0.09	12.78
n-Hexano	0.00	1.39	0.00	1.39	0.00	1.39	0.00	1.39	0.00	1.39	0.00	1.39	0.00	1.39	0.00	1.39	0.00	1.39
TOTAL	57.15	126.08	57.46	126.07	57.45	126.08	57.46	126.07	57.46	126.07	57.43	126.10	57.45	126.08	57.45	126.08	57.45	126.08
Temperatura (C)	-14.00	51.00	-11.31	51.87	-11.61	51.02	-11.49	49.45	-12.16	50.20	-5.57	51.49	-12.29	49.13	-9.29	51.16	-7.28	51.95
Recuperación en %:																		
· Bióxido de Carbono	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	52.00	48.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00
· Monóxido de Carbono	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00
· Hidrógeno	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	0.00	100.00	0.00	100.00
· Metano	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00
· Etano	98.61	1.39	96.30	3.70	97.30	2.70	95.13	4.67	96.04	3.96	85.21	10.79	95.08	4.92	95.60	4.40	93.95	6.05
· Propileno y más pesados	6.61	93.39	7.22	92.78	7.05	92.95	7.42	92.58	7.27	92.73	8.50	91.50	7.42	92.58	7.45	92.55	7.73	92.27

TORRE DEBUTANIZADORA (T-402)

COMPONENTE	DIAGRAMA DE FLUJO		CONJUNTOS DE OPCIÓN															
			CORRELACIÓN DE ESTADOS CORRESPONDIENTES				ECUACIÓN DE ESTADO								COEFICIENTES DE ACTIVIDAD			
			SYSOP1		SYSOP2		SYSOP3		SYSOP4		SYSOP5		SYSOP17		SYSOP8		SYSOP11	
	D	B	D	B	D	B	D	B	D	B	D	B	D	B	D	B		
Flujo (Kmol/hr):																		
Bióxido de Carbono
Monóxido de Carbono
Hidrógeno
Metano
Etano	1.06	1.07	2E-13	1.07	4E-11	1.07	8E-11	1.07	8E-11	1.07	3E-09	1.07	2E-10	1.07	8E-09	1.07	8E-08
Propileno	38.21	38.20	5E-07	38.20	1E-06	38.20	3E-06	38.20	3E-06	38.20	2E-05	38.20	5E-06	38.20	3E-05	38.20	1E-04
Propano	134.92	134.92	8E-06	134.92	2E-05	134.92	3E-05	134.92	3E-05	134.92	1E-04	134.92	2E-05	134.92	2E-04	134.92	6E-04
i-Butano	46.33	46.34	1E-03	46.34	1E-03	46.34	3E-03	46.34	4E-03	46.34	5E-03	46.34	3E-03	46.33	5E-03	46.33	6E-03
n-Butano	84.71	0.06	84.74	3E-02	84.74	3E-02	84.72	5E-02	84.72	5E-02	84.70	7E-02	84.71	6E-02	84.72	5E-02	84.72	5E-02
Butileno	17.38	17.39	1E-03	17.39	1E-03	17.39	3E-03	17.39	3E-03	17.39	5E-03	17.39	3E-03	17.39	2E-03	17.39	2E-03
i-Pentano	7.73	13.70	7.27	14.15	7.29	14.13	7.32	14.10	7.32	14.10	7.35	14.07	7.12	14.30	7.36	14.06	7.37	14.05
n-Pentano	0.40	0.86	1.24	2E-02	1.24	2E-02	1.23	3E-02	1.23	3E-02	1.24	2E-02	1.24	2E-02	1.23	3E-02	1.23	3E-02
n-Pentano	0.93	12.52	0.50	12.94	0.48	12.96	0.49	12.95	0.43	12.95	0.48	12.96	0.68	12.76	0.44	13.00	0.44	13.00
n-Hexano	1.39	7E-09	1.39	4E-09	1.39	5E-09	1.39	6E-09	1.39	2E-09	1.39	2E-08	1.39	2E-09	1.39	8E-10	1.39
TOTAL	331.67	28.53	331.67	28.53	331.67	28.53	331.68	28.53	331.68	28.53	331.69	28.52	331.67	28.54	331.66	28.54	331.67	28.53
Temperatura (C)	66.00	132.00	67.25	133.89	66.2	131.84	65.04	132.07	65.44	132.71	66.95	133.03	64.44	131.37	66.27	133.00	66.77	133.02
Recuperación en el domo:																		
- Etano	0.99		1		1		1		1		1		1		1		1	
- Pentanos y más pesados	0.24		0.24		0.24		0.24		0.24		0.24		0.24		0.24		0.24	
Recuperación en el fondo:																		
- Butanos		4E-04		2E-04		2E-04		4E-04		4E-04		5E-04		4E-04		4E-04		4E-04

COMPRESORES C-101A, C-101B Y C-401, Y BOMBA P-401				
CONJUNTOS DE OPCIÓN	TEMPERATURA DE SALIDA (C)			
	C-101A	C-101B	C-401	P-401
Correlación de Estados Correspondientes:				
SYSOP1	130.10	127.12	91.96	51.49
SYSOP2	130.10	127.12	91.96	51.49
Ecuación de Estado:				
SYSOP3	130.32	127.69	93.21	54.43
SYSOP4	130.41	128.02	93.81	53.42
SYSOP5	130.20	127.56	93.69	55.27
SYSOP17	130.27	127.24	91.96	52.40
Coefficientes de Actividad:				
SYSOP8	130.10	127.12	91.96	50.16
SYSOP11	130.10	127.12	91.96	50.16
Diagrama de Flujo	128.00	112.00	77.00	51.00

CAMBIADORES DE CALOR Y VÁLVULAS

CONJUNTOS DE OPCIÓN	EX-402		EX-407		EX-406		V-401		V-402	
	VF	T (C)	VF	T (C)	VF	T (C)	VF	T (C)	VF	T (C)
Correlación de Estados Correspondientes:										
SYSOP1	0.65	30.38	0.00	65.05	0.00	53.28	1.00	-38.59	0.069	-36.91
SYSOP2	0.64	30.78	7E-04	65.00	0.00	51.95	1.00	-38.59	0.055	-35.95
Ecuación de Estado:										
SYSOP3	0.66	30.29	0.04	65.28	0.00	51.11	1.00	-38.23	0.092	-35.02
SYSOP4	0.66	30.06	0.02	65.51	0.00	51.58	1.00	-37.88	0.080	-37.82
SYSOP5	0.63	34.93	0.02	68.20	0.00	53.32	1.00	-37.88	0.022	-27.22
SYSOP17	0.65	29.39	0.02	64.63	0.00	51.02	1.00	-38.84	0.097	-38.49
Coefficientes de Actividad:										
SYSOP8	0.70	60.67	0.00	62.63	0.00	52.08	0.90	102.30	0.000	-30.50
SYSOP11	0.68	64.01	0.00	62.63	0.00	52.63	0.90	104.37	0.000	-30.50
Diagrama de Flujo	****	31.00	****	64.00	0.00	53.00	1.00	-41.00	0.078	-19.00

APÉNDICE B

CÁLCULO DEL PARÁMETRO K_{ij} DE LA ECUACIÓN DE PENG-ROBINSON

A continuación se presentan los datos de composición experimentales del equilibrio líquido-vapor para el sistema trietilénglicol-agua, que se utilizaron para llevar a cabo una regresión y así determinar el parámetro de interacción binaria (k_{ij}) de la ecuación de Peng-Robinson, apropiado para representar dicho sistema en la simulación de la torre deshidratadora T-301.

Los datos experimentales se consignan en las tablas B.1, B.2 y B.3, a la presión total de 100 mmHg, 300 mmHg y 600 mmHg. Dichos datos se leyeron de un diagrama de temperatura vs. fracción mol de trietilénglicol, que se muestra en el capítulo que trata sobre la absorción de vapor de agua en el libro *Gas Purification*, de los autores Arthur Kohl y Fred Riessenfeld.

Como se menciona en el capítulo dos del presente trabajo, el resultado de la regresión de los datos experimentales del equilibrio líquido-vapor del sistema trietilénglicol-agua, arroja el valor de -1.0212 para el coeficiente k_{ij} .

Tabla B.1.- Datos de composición del equilibrio líquido-vapor del sistema TEG-agua, a la presión total de 100 mmHg

<i>Fracción molar de TEG en el líquido</i>	<i>Fracción molar de TEG en el vapor</i>	<i>Temperatura (°C)</i>
0.000	0.000	124.44
0.100	0.000	128.89
0.200	0.000	135.55
0.300	0.000	142.22
0.400	0.000	151.11
0.500	0.000	160.00
0.600	0.000	173.33
0.700	0.000	190.00
0.750	0.000	204.44
0.800	5.88×10^{-3}	220.00
0.850	1.18×10^{-2}	243.33
0.900	2.94×10^{-2}	270.00
0.950	9.71×10^{-2}	310.00
0.965	0.147	326.87
0.976	0.194	340.00
0.988	0.329	362.67
0.994	0.418	373.33
1.000	1.000	416.67

Tabla B.2.- Datos de composición del equilibrio líquido-vapor del sistema TEG-agua, a la presión total de 300 mmHg		
<i>Fracción molar de TEG en el líquido</i>	<i>Fracción molar de TEG en el vapor</i>	<i>Temperatura (°F)</i>
0.000	0.000	167.78
0.100	0.000	173.33
0.200	0.000	180.00
0.300	0.000	187.22
0.400	0.000	196.67
0.500	0.000	207.78
0.600	0.000	222.78
0.700	1.18x10-3	246.67
0.750	5.88x10-3	262.44
0.800	1.18x10-2	284.67
0.850	3.18x10-2	311.11
0.900	6.71x10-2	342.67
0.950	0.162	385.33
0.965	0.218	399.33
0.976	0.309	415.33
0.988	0.442	432.89
0.994	0.602	448.44
1.000	1.000	475.78

Tabla B.3.- Datos de composición del equilibrio líquido-vapor del sistema TEG-agua, a la presión total de 600 mmHg

<i>Fracción molar de TEG en el líquido</i>	<i>Fracción molar de TEG en el vapor</i>	<i>Temperatura (°F)</i>
0.000	0.000	200.00
0.100	0.000	206.22
0.200	0.000	212.78
0.300	0.000	221.11
0.400	0.000	233.33
0.500	0.000	248.89
0.600	0.000	267.78
0.700	2.94x10-3	291.67
0.750	1.12x10-2	309.78
0.800	2.35x10-2	332.78
0.850	5.29x10-2	360.00
0.900	0.108	392.89
0.950	0.259	435.55
0.965	0.331	448.89
0.976	0.447	465.33
0.988	0.607	485.11
0.994	0.765	500.00
1.000	1.000	517.33

APÉNDICE C

RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL CASO BASE

A continuación se muestran en forma de tablas los balances de materia y energía, tanto los señalados en el diagrama de flujo, como los obtenidos para cada corriente del proceso, con el simulador de procesos Aspen Plus, para la simulación de la planta recuperadora de vapores de hidrocarburos, a las condiciones de flujo, composición y temperatura de los desfogues de la refinería "18 de Marzo", en la Ciudad de México.

CAPTACIÓN Y COMPRESIÓN DE VAPORES

COMPONENTE	CORRIENTES																	
	C1		C12		C13		C14		L1		C15		C16		C17		L2	
	Carga de Hidrocarburos		Descarga de la 1a. etapa		Descarga del 1er. enfriador		Vapores a 2a. etapa		Purga de agua		Descarga de la 2a. etapa		Descarga del 2do. enfriador		Gas a endulzadora		Purga de agua	
	*DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS
Flujo (Kmol/hr):																		
Dióxido de Carbono	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	7E-05	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	7E-05
Monóxido de Carbono	1.94	1.94	1.94	1.94	1.94	1.94	1.94	1.94	1E-07	1.94	1.94	1.94	1.94	1.94	1.94	1E-07
Hidrógeno	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	2E-06	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	2E-06
Ácido Sulfhídrico	12.52	12.52	12.52	12.52	12.52	12.52	12.52	12.52	3E-03	12.52	12.52	12.52	12.52	12.52	12.52	3E-03
Metano	103.43	103.43	103.43	103.43	103.43	103.43	103.43	103.43	5E-05	103.43	103.43	103.43	103.43	103.43	103.43	5E-05
Etano	30.28	30.28	30.28	30.28	30.28	30.28	30.28	30.28	2E-05	30.28	30.28	30.28	30.28	30.28	30.28	2E-05
Propileno	14.16	14.16	14.16	14.16	14.16	14.16	14.16	14.16	7E-06	14.16	14.16	14.16	14.16	14.16	14.16	6E-06
Propano	47.86	47.86	47.86	47.86	47.86	47.86	47.86	47.86	5E-06	47.86	47.86	47.86	47.86	47.86	47.86	5E-06
i-Butano	14.81	14.81	14.81	14.81	14.81	14.81	14.81	14.81	9E-08	14.81	14.81	14.81	14.81	14.81	14.81	8E-08
n-Butano	25.99	25.99	25.99	25.99	25.99	25.99	25.99	25.99	4E-07	25.99	25.99	25.99	25.99	25.99	25.99	3E-07
Butileno	5.36	5.36	5.36	5.36	5.36	5.36	5.36	5.36	3E-07	5.36	5.36	5.36	5.36	5.36	5.36	3E-07
i-Pentano	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	2E-08	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	1E-08
neo-Pentano	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	2E-10	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	2E-10
n-Pentano	12.93	12.93	12.93	12.93	12.93	12.93	12.93	12.93	1E-08	12.93	12.93	12.93	12.93	12.93	12.93	1E-08
n-Hexano	1.40	1.40	1.40	1.40	1.40	1.40	1.40	1.40	7E-11	1.40	1.40	1.40	1.40	1.40	1.40	6E-11
Agua	56.48	46.86	58.48	46.86	56.48	46.86	14.22	13.01	42.26	33.84	14.22	13.01	14.22	13.01	3.69	3.95	10.53	9.07
TOTAL	355.40	345.78	355.40	345.78	355.40	345.78	313.14	311.93	42.26	33.85	313.14	311.93	313.14	311.93	302.61	302.86	10.53	9.07
Temperatura (C)	50.00	50.00	128.00	129.17	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	112.00	127.41	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00
Presión (Kg/cm ²), abs.	0.83	0.83	2.92	2.92	2.77	2.77	2.77	2.77	2.77	2.77	9.86	9.86	9.73	9.73	9.73	9.73	9.73	9.73
Fración mol del vapor	1.00	1.00	1.00	1.00	**	0.90	1.00	1.00	0.00	0.00	1.00	1.00	**	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00
Densidad (Kg/m ³)	1.01	1.03	2.86	2.93	***	3.88	5.78	3.68	988.04	833.70	10.71	10.79	***	13.80	12.59	13.98	998.04	833.90
PM	33.42	33.85	33.42	33.85	33.42	33.85	33.49	35.57	18.02	18.02	35.49	35.57	35.49	35.57	36.10	36.09	18.02	18.02

*DFP: Diagrama de flujo del proceso

** El diagrama de flujo no consigna el valor de fracción mol del vapor de la corriente

*** En el diagrama de flujo no se indica el valor de densidad a la temperatura y presión de la corriente.

ENDULZAMIENTO Y DESHIDRATACIÓN

COMPONENTE	CORRIENTES															
	C17		C18		C2		G9		G1		C21		C22		L4	
	Gas amargo		Gas dulce		Gas deshidratado		Glicol pobre en agua		Glicol rico en agua		Descarga del enfriador EX-301		Gas de separación (D-404)		Líquido de separación (D-404)	
	*DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS
Flujo (Kmol/hr):																
Bióxido de Carbono	2.74	2.74	0.36	0.36	0.36	0.36	8E-04	0.36	0.36	0.36	0.36	***	1E-06
Monóxido de Carbono	1.94	1.94	1.93	1.93	1.93	1.93	1E-04	1.93	1.93	1.93	1.93	***	6E-07
Hidrógeno	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	5E-04	8.31	8.31	8.31	8.31	***	2E-06
Ácido Sulhídrico	12.52	12.51	***
Metano	103.43	103.43	103.43	103.43	103.43	103.40	0.03	103.43	103.40	103.43	103.40	***	9E-05
Etano	30.28	30.28	30.28	30.28	30.28	30.24	0.04	30.28	30.24	30.28	30.24	***	1E-04
Propileno	14.16	14.16	14.16	14.16	14.16	14.11	0.05	14.16	14.11	14.16	14.11	***	2E-04
Propano	47.86	47.86	47.86	47.86	47.86	47.72	0.14	47.86	47.72	47.86	47.72	***	7E-04
i-Butano	14.81	14.81	14.81	14.81	14.81	14.76	0.05	14.81	14.76	14.81	14.76	***	4E-04
n-Butano	25.99	25.99	25.99	25.99	25.99	25.83	0.16	25.99	25.83	25.99	25.83	***	1E-03
Butileno	5.36	5.36	5.36	5.36	5.36	5.32	0.04	5.36	5.32	5.36	5.32	***	2E-04
i-Pentano	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.03	0.15	16.18	16.03	16.18	16.03	***	1E-03
neo-Pentano	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	3E-03	1.01	1.01	1.01	1.01	***	5E-05
n-Pentano	12.93	12.93	12.93	12.93	12.93	12.76	0.17	12.93	12.76	12.93	12.76	***	2E-03
n-Hexano	1.40	1.40	1.40	1.40	1.40	1.34	0.06	1.40	1.34	1.40	1.34	***	4E-04
Agua	3.69	3.95	3.51	3.75	3.51	3.75	***
Trietilglicol	2E-03	9.29	9.29	9.29	9.29	2E-03	3E-04	***	2E-03
TOTAL	302.61	302.86	287.52	287.78	284.01	283.12	9.29	9.29	12.80	13.94	284.01	283.12	284.01	283.11	***	8E-03
Temperatura (C)	50.00	50.00	49.00	49.00	46.00	66.13	57.00	57.00	45.00	35.91	49.00	49.00	49.00	49.00	***	49.00
Presión (Kg/cm ²), abs.	9.73	9.73	9.24	9.24	9.17	9.17	9.17	9.17	9.24	9.24	9.17	9.17	9.17	9.17	***	9.17
Fracción mol del vapor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	***	0.00
Densidad (Kg/m ³)	12.59	13.98	12.23	13.30	12.37	12.41	**	930.10	1102.0	922.60	12.36	13.24	12.36	13.24	***	716.40
PM	38.10	36.09	36.14	36.13	36.36	36.30	150.17	150.18	113.95	108.75	36.36	36.30	36.36	36.29	***	80.62

*DFP: Diagrama de flujo del proceso

** En el diagrama de flujo no se indican el valor de densidad a la temperatura y presión de la corriente

*** El diagrama de flujo no consigna esta corriente en su balance de materia y energía

TERCERA ETAPA DE COMPRESIÓN Y ENFRIAMIENTO DE VAPORES																
COMPONENTE	CORRIENTES															
	C22		C3		C31		C32		C46		C33		C34		C47	
	Gas de separación (D-401)		Descarga de la 3a. etapa		Descarga del enfriador EX-401		Descarga del intercambiador EX-402		Gas Combustible		Descarga del enfriador con propano (EX-403)		Gas de separación (D-402)		Gas de separación a menor presión	
	*DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS
Flujo (Kmol/hr):																
Bióxido de Carbono	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.11	0.11	0.11	0.11
Monóxido de Carbono	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.76	1.77	1.76	1.77
Hidrógeno	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	8.31	8.16	8.05	8.16	8.05
Metano	103.43	103.40	103.43	103.40	103.43	103.40	103.43	103.40	103.43	103.40	103.43	103.40	78.42	79.28	78.42	79.28
Etano	30.28	30.24	30.28	30.24	30.28	30.24	30.28	30.24	29.97	28.93	30.28	30.24	7.30	7.94	7.30	7.94
Propileno	14.16	14.11	14.16	14.11	14.16	14.11	14.16	14.11	2.93	3.06	14.16	14.11	1.00	1.14	1.00	1.14
Propano	47.86	47.72	47.86	47.72	47.86	47.72	47.86	47.72	8.18	8.48	47.86	47.72	2.81	3.17	2.81	3.17
i-Butano	14.81	14.76	14.81	14.76	14.81	14.76	14.81	14.76	0.87	0.91	14.81	14.76	0.31	0.33	0.31	0.33
n-Butano	25.99	25.83	25.99	25.83	25.99	25.83	25.99	25.83	1.02	1.03	25.99	25.83	0.37	0.37	0.37	0.37
Butileno	5.36	5.32	5.36	5.32	5.36	5.32	5.36	5.32	0.24	0.26	5.36	5.32	0.08	0.09	0.08	0.09
i-Pentano	16.18	16.03	16.18	16.03	16.18	16.03	16.18	16.03	0.21	0.21	16.18	16.03	0.07	0.07	0.07	0.07
neo-Pentano	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	0.03	0.03	1.01	1.01	0.02	0.01	0.02	0.01
n-Pentano	12.93	12.76	12.93	12.76	12.93	12.76	12.93	12.76	0.14	0.12	12.93	12.76	0.06	0.04	0.06	0.04
n-Hexano	1.40	1.34	1.40	1.34	1.40	1.34	1.40	1.34	0.01	3E-03	1.40	1.34	0.01	9E-04	0.01	0.00
Trietilglicol	3E-04	3E-04	3E-04	3E-04	3E-04
TOTAL	284.01	283.11	284.01	283.11	284.01	283.11	284.01	283.11	157.63	157.03	284.01	283.11	100.48	102.37	100.48	102.37
Temperatura (C)	49.00	49.00	77.00	92.58	39.00	39.00	31.00	30.55	38.00	38.00	-32.00	-32.00	-32.00	-32.00	-41.00	-39.25
Presión (Kg/cm ²), abs.	9.17	9.17	18.99	18.99	18.89	18.89	18.61	18.61	9.48	9.48	18.29	18.29	18.29	18.29	9.48	9.48
Fracción mol del vapor	1.00	1.00	1.00	1.00	**	0.72	**	0.66	1.00	1.00	0.35	0.36	1.00	1.00	1.00	1.00
Densidad (Kg/m ³)	12.36	13.24	21.80	25.02	***	39.32	***	42.72	***	7.71	***	87.27	***	17.53	8.50	8.97
PM	36.36	36.29	36.36	36.295	36.36	36.295	36.36	36.29	20.82	20.83	36.36	36.295	12.61	17.82	12.61	17.82

*DFP: Diagrama de flujo del proceso

** El diagrama de flujo no consigna el valor de fracción mol del vapor de la corriente

*** En el diagrama de flujo no se indica el valor de densidad a la temperatura y presión de la corriente.

FRACCIONAMIENTO																		
COMPONENTE	CORRIENTES																	
	C35		C48				C36		C37		C38		C39		C42		C45	
	Líquido de separación (D-402)		Vapor a deetanizadora		Líquido a deetanizadora		Domo de la deetanizadora		Fondo de la deetanizadora		Descarga de la bomba P-401		Descarga del intercambiador EX-407		Carga a debutanizadora		Gas combustible a EX-402	
	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS
Flujo (Kmol/hr):																		
Bióxido de Carbono	0.25	0.25	0.02	0.02	0.23	0.22	0.25	0.25	0.36	0.36
Monóxido de Carbono	0.17	0.16	0.13	0.12	0.04	0.04	0.17	0.16	1.93	1.93
Hidrógeno	0.15	0.26	0.14	0.23	0.01	0.02	0.15	0.26	8.31	8.31
Metano	25.01	24.13	11.59	11.29	13.42	12.83	25.01	24.13	103.43	103.40
Etano	22.98	22.30	1.58	1.66	21.40	20.64	22.67	20.99	0.32	1.31	0.32	1.31	0.32	1.31	29.97	28.93
Propileno	13.16	12.97	0.20	0.23	12.96	12.75	1.93	1.92	11.23	11.05	11.23	11.05	11.23	11.05	2.93	3.06
Propano	45.05	44.55	0.57	0.62	44.48	43.93	5.37	5.31	39.68	39.24	39.68	39.24	39.68	39.24	8.18	8.48
i-Butano	14.50	14.42	0.05	0.06	14.45	14.36	0.56	0.57	13.63	13.85	13.63	13.85	13.63	13.85	4E-03	0.87	0.91
n-Butano	25.62	25.46	0.06	0.07	25.56	25.39	0.65	0.66	24.98	24.80	24.98	24.80	24.98	24.80	0.06	0.05	1.02	1.03
Butileno	5.28	5.23	0.02	0.02	5.28	5.21	0.16	0.17	5.12	5.06	5.12	5.06	5.12	5.06	3E-03	0.24	0.26
i-Pentano	16.11	15.95	0.01	0.01	16.10	15.94	0.14	0.14	15.97	15.81	15.97	15.81	15.97	15.81	13.70	14.50	0.21	0.21
neo-Pentano	0.99	1.00	2E-03	0.99	0.99	0.01	0.02	0.98	0.98	0.98	0.98	0.98	0.98	0.86	0.03	0.03	0.03
n-Pentano	12.87	12.72	0.01	6E-03	12.86	12.71	0.08	0.08	12.78	12.64	12.78	12.64	12.78	12.64	12.52	12.60	0.14	0.12
n-Hexano	1.39	1E+00	1E-04	1.39	1.34	2E-03	1.39	1.34	1.39	1.34	1.39	1.34	1.39	1.34	0.01	3E-03
Trietilglicol	0.00	3E-04	3E-04	3E-04
TOTAL	183.53	180.74	14.38	14.35	169.15	166.39	57.15	54.66	126.08	126.08	126.08	126.08	126.08	126.08	28.53	28.53	157.63	157.03
Temperatura (C)	-32.00	-32.00	-19.00	-37.16	-19.00	-37.16	-14.00	-13.30	51.00	49.71	51.00	50.22	64.00	63.90	86.00	86.00	-30.00	-29.21
Presión (Kg/cm ²). abs.	18.29	18.29	9.49	9.49	9.49	9.49	9.48	9.48	9.53	9.53	12.80	12.80	12.73	12.73	12.66	12.66	9.48	9.48
Fracción mol del vapor	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	**	0.01	0.00	0.00	1.00	1.00
Densidad (Kg/m ³)	584.88	616.60	9.32	9.97	611.81	635.80	12.54	12.49	***	546.40	530.2	547.00	***	453.60	***	571.00	***	10.19
PM	46.62	46.76	19.47	19.72	48.93	49.09	26.47	26.49	55.87	55.55	55.87	55.55	55.87	55.55	72.74	72.78	20.82	20.83

*DFP: Diagrama de flujo del proceso

** El diagrama de flujo no consigna el valor de fracción mol del vapor de la corriente

*** En el diagrama de flujo no se indica el valor de densidad a la temperatura y presión de la corriente.

FRACCIONAMIENTO (CONTINUACIÓN)																
COMPONENTE	CORRIENTES															
	C40		C50		C51		C52		C53		C54		C41		C43	
	Domo de la debutanizadora		Descarga del condensador EX-406		Descarga de la bomba P-402		Reflujo de la debutanizadora		Gas L.P.		Descarga del enfriador de gas L.P. EX-409		Fondo de la debutanizadora		Descarga del enfriador de nafta EX-408	
	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS
Flujo (Kmol/hr):																
Bióxido de Carbono
Monóxido de Carbono
Hidrógeno
Metano
Etano	1.06	4.45	1.06	4.45	1.06	4.45	0.75	3.14	0.31	1.31	0.31	1.31
Propileno	38.21	37.58	38.21	37.58	38.21	37.58	26.97	26.53	11.24	11.05	11.24	11.05
Propano	134.92	133.43	134.92	133.43	134.92	133.43	95.24	94.19	39.68	39.24	39.68	39.24
i-Butano	46.33	47.08	46.33	47.08	46.33	47.08	32.71	33.23	13.63	13.85	13.63	13.85	4E-03	4E-03
n-Butano	84.71	84.14	84.71	84.14	84.71	84.14	59.79	59.40	24.91	24.75	24.91	24.75	0.06	0.05	0.06	0.05
Butileno	17.38	17.19	17.38	17.19	17.38	17.19	12.27	12.14	5.11	5.06	5.11	5.06	3E-03	3E-03
i-Pentano	7.73	4.48	7.73	4.46	7.73	4.46	5.45	3.15	2.28	1.31	2.28	1.31	13.70	14.50	13.70	14.50
neo-Pentano	0.40	3.23	0.40	3.23	0.40	3.23	0.28	2.28	0.12	0.95	0.12	0.95	0.86	0.03	0.86	0.03
n-Pentano	0.93	0.11	0.93	0.11	0.93	0.11	0.66	0.08	0.27	0.03	0.27	0.03	12.52	12.60	12.52	12.60
n-Hexano	1.39	1.34	1.39	1.34
Triniténglicol	3E-04	3E-04
TOTAL	331.67	331.69	331.67	331.69	331.67	331.69	234.12	234.14	97.55	97.55	97.55	97.55	28.53	28.53	28.53	28.52
Temperatura (C)	66.00	64.38	53.00	50.00	53.00	50.04	53.00	50.04	53.00	50.04	35.00	35.00	132.00	132.52	35.00	35.00
Presión (Kg/cm ²). abs.	12.52	12.52	12.22	12.22	12.52	12.52	12.52	12.52	12.52	12.52	12.52	12.52	12.66	12.66	12.66	12.66
Fracción mol del vapor	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Densidad (Kg/m ³)	22.81	27.91	**	513.70	496.41	513.80	496.41	513.80	496.41	513.80	**	545.10	**	481.50	**	636.40
PM	50.94	50.51	50.94	50.51	50.94	50.51	50.94	50.51	50.94	50.51	50.94	50.51	72.74	72.78	72.74	72.78

*DFP: Diagrama de flujo del proceso

** En el diagrama de flujo no se indica el valor de densidad a la temperatura y presión de la corriente.

PRODUCTOS A LÍMITE DE BATERÍA						
COMPONENTE	CORRIENTES					
	C49		C55		C44	
	Gas combustible		Gas L.P.		Nafta	
	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS	DFP	ASPEN PLUS
Flujo (Kmol/hr):						
Bióxido de Carbono	0.36	0.36
Monóxido de Carbono	1.93	1.93
Hidrógeno	8.31	8.31
Metano	103.43	103.40
Etano	29.97	28.93	0.31	1.31
Propileno	2.93	3.06	11.24	11.05
Propano	8.18	8.48	39.68	39.24
i-Butano	0.87	0.91	13.63	13.85	4E-03
n-Butano	1.02	1.03	24.91	24.75	0.06	0.05
Butileno	0.24	0.26	5.11	5.06	3E-03
i-Pentano	0.21	0.21	2.28	1.31	13.70	14.50
neo-Pentano	0.03	0.03	0.12	0.95	0.86	0.03
n-Pentano	0.14	0.12	0.27	0.03	12.52	12.60
n-Hexano	0.01	3E-03	1.39	1.34
Trietilglicol	3E-04
TOTAL	157.63	157.03	97.55	97.55	28.53	28.53
Temperatura (C)	38.00	37.59	35.00	34.99	35.00	35.18
Presión (Kg/cm ² l. abs.	8.80	8.80	11.30	11.30	6.80	6.80
Fracción mol del vapor	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Densidad (Kg/m ³)	6.68	7.15	541.85	544.60	609.81	635.00
PM	20.82	20.83	50.94	50.51	72.74	72.78

*DFP: Diagrama de flujo del proceso