

00579

1
28



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO

SIMULACION Y OPCIONES DE MEJORA DEL
PROCESO DE SEPARACION DE
PROPANO-PROPILENO DE LA TORRE
FRACCIONADORA 16-E DE LA PLANTA CATALITICA
FCC No. 1 DE LA REFINERIA "ING. ANTONIO
DOVALI JAIME"

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN CIENCIAS QUIMICAS
(PROCESOS)

P R E S E N T A :
ING. JORGE ALBERTO ALFARO LOPEZ



MEXICO, D.F.

1995

FALLA DE ORIGEN



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE QUÍMICA
DIRECCIÓN

LIC. ANTONIO DÍAZ GARCÍA
Jefe de la Unidad de Registro e Información.
Ciudad Universitaria
Presente.

Me es grato informarle que el alumno Jorge Alberto Alfaro López, presentará próximamente su examen para obtener el grado de Maestría en Ingeniería Química (Procesos) ante el siguiente jurado:

Presidente:	Dr. Carlos Escobar Toledo
Primer Vocal:	Dr. Javier Audry Sánchez
Secretario:	Dr. Enrique Bazúa Rueda
Primer Suplente:	Dr. Julio Landgrave Romero
Segundo Suplente:	Dr. Mario Bravo Medina

Sin otro particular de momento, aprovecho la ocasión para enviarle un cordial saludo.

Atentamente
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"
Ciudad Universitaria, D. F. 25 de septiembre de 1995.


DR. ANDONI GARRIZ RUIZ
Director.

C.c.p. Integrantes del Jurado
C.c.p. Coordinador de Área
C.c.p. Departamento de Control Escolar
C.c.p. Interesado
*ggm.

**SIMULACION Y OPCIONES DE MEJORA DEL PROCESO DE
SEPARACION DE PROPANO - PROPILENO DE LA TORRE
FRACCIONADORA 16-E DE LA PLANTA CATALITICA FCC No. 1 DE
LA REFINERIA "ING. ANTONIO DOVALI JAIME"**

POR

JORGE ALBERTO ALFARO LOPEZ

ABSTRACT

Esta tesis presenta los resultados de la implementación del simulador de procesos ASPEN PLUS sobre el proceso de separación de propano - propileno de la torre fraccionadora 16-E de la Planta Catalítica FCC No. 1 de la refinería "Ing. Antonio Dovali Jaime" ubicada en Salina Cruz, Oax.

Se hace énfasis en el uso del simulador de procesos ASPEN PLUS a fin de obtener la mejor opción de mejora, de varias propuestas. La opción de mejora seleccionada supera las especificaciones de diseño, en cuanto a rendimiento y pureza del propileno como producto principal. Asimismo la opción de mejora trae como consecuencia el abatimiento de los costos de operación y el aumento de utilidades del proceso mismo.

La obtención de la opción de mejora fue lograda en base a análisis de sensibilidad del proceso en la simulación de este, es decir, se hicieron variar las principales condiciones de operación a fin de obtener la respuesta del proceso ante los cambios provocados. Los resultados obtenidos fueron analizados de acuerdo a criterios de factibilidad técnica, rentabilidad y costos de operación, llegándose así a la selección de la opción de mejora.

ASESOR DEL TEMA : DR. SERGIO TREJO MARTINEZ.

CO-ASESOR DEL TEMA : ING. CELESTINO MONTIEL MALDONADO

SUSTENTANTE : JORGE ALBERTO ALFARO LOPEZ

AGRADECIMIENTOS

**A la empresa número uno del país,
Petróleos Mexicanos, por la confianza
depositada en un servidor.**

**A la Universidad Nacional Autónoma de
México, máxima casa de estudios de la
nación, en especial a los catedráticos de la
Facultad de Química por sus enseñanzas.**

**A las autoridades de la refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime", por
el apoyo y facilidades otorgadas para la ejecución de éste trabajo.**

**A los profesores Dr. Sergio Trejo Martínez y
al Ing. Celestino Montiel Maldonado, por su
tiempo, colaboración y consejos.**

Al honorable jurado por sus valiosas críticas al presente trabajo.

DEDICATORIAS

**CON TODO MI AMOR PARA MI ESPOSA FLORA:
POR TODO LO QUE SIGNIFICAS EN MI VIDA.**

**CON AMOR Y CARIÑO PARA MIS HIJAS MARYCRUZ Y GEORGINA:
POR BRINDARME MOTIVACION Y ALEGRÍAS.**

**A MIS PADRES: SR. FRANCISCO ALFARO Y SRA. ANGELA LOPEZ
CON VENERACION Y RESPETO, POR MUCHAS RAZONES...**

**A MIS HERMANOS Y DEMAS FAMILIARES:
POR SU UNIDAD, APOYO Y PRESENCIA EN TODO MOMENTO.**

**A LA FAMILIA ANTOR HERNANDEZ:
SR. ASUNCION ANTOR Y SRA. ESPERANZA HERNANDEZ, GRACIAS
POR PERMITIRME SER PARTE DE LA FAMILIA.**

**A MIS COMPAÑEROS DE MAESTRIA:
POR FORMAR UN EQUIPO DONDE IMPERO LA AMISTAD, LA
CONFIANZA Y LA TENACIDAD, ELEMENTOS IMPRESCINDIBLES
PARA LLEVAR A CABO CUALQUIER EMPRESA...**

TABLA DE CONTENIDO

	Página
JURADO	I
ABSTRACT	II
AGRADECIMIENTOS	III
DEDICACION	IV
TABLA DE CONTENIDO	V
LISTA DE TABLAS	VIII
LISTA DE FIGURAS	XI
CAPITULO 1: INTRODUCCION	1
CAPITULO 2: GENERALIDADES	4
2.1 Bases de diseño de la Planta Fraccionadora de propano - propileno	5
2.2 Descripción del proceso	7
2.3 Sumario de variables de operación	13
2.4 Especificación de las variables de diseño de la torre fraccionadora 16-E de propano - propileno	15
CAPITULO 3: SIMULACION DE PROCESOS	16
3.1 Interfase con el usuario y soporte computacional	18
3.2 Algoritmos	18
3.3 Modelos	19
3.4 Enfoques de la simulación de procesos	22
3.4.1 Orientación modular	22
3.4.2 Enfoque modular secuencial	23
3.4.3 Enfoque modular simultáneo	24
3.4.4 Enfoque orientado hacia ecuaciones	26
CAPITULO 4: SIMULADOR DE PROCESOS ASPEN PLUS	27
4.1 Introducción	28
4.2 Características del simulador de procesos ASPEN PLUS	29
4.2.1 Bancos de datos	31
4.2.2 Algoritmos de convergencia	32
4.2.3 Modelos para la simulación de equipos de proceso	33
4.2.4 Modelos para el cálculo de propiedades	35
CAPITULO 5: SIMULACION DE LA PLANTA FRACCIONADORA DE PROPANO - PROPILENO	37
5.1 Pasos a seguir en una simulación	38
5.1.1 Definición del problema	39
5.1.2 Selección de unidades y componentes	40
5.1.3 Elección de modelos termodinámicos	40
5.1.4 Especificación de la topología del proceso	40

	Página
5.1.5 Determinación de las corrientes de corte y secuencia de cálculo	41
5.1.6 Elección del modelo a utilizar para cada operación unitaria	41
5.1.7 Especificación de los parámetros para cada modelo	42
5.1.8 Selección de los métodos de convergencia	43
5.2 Estadísticas operacionales de la torre fraccionadora de propano - propileno	43
5.3 Corrida del simulador en base a las condiciones de diseño	60
5.4 Sensibilidad del parámetro Rendimiento-Pureza como función de la variación de las condiciones de operación	65
5.4.1 Sensibilidad del parámetro Rendimiento-Pureza como función de la variación del plato de alimentación	65
5.4.2 Sensibilidad del parámetro Rendimiento-Pureza como función de la variación de la relación de reflujo	68
5.4.3 Sensibilidad del parámetro Rendimiento-Pureza como función de la variación de las condiciones de operación de a torre fraccionadora	70
5.4.4 Opción de mejora para el proceso del caso base	71
 CAPITULO 6 : OPCION DE MEJORA No. 1	
PROCESO DE PRODUCCION DE PROPILENO CON BOMBA DE CALOR CON EBULLIDOR POR FLASH DEL LIQUIDO DE FONDOS DE LA TORRE FRACCIONADORA	
	72
6.1 Simulación de la opción de mejora No. 1	75
6.2 Análisis de sensibilidad de la opción de mejora No. 1	78
6.2.1 Sensibilidad del parámetro Rendimiento -Pureza en función de la localización del plato de alimentación	78
6.2.2 Sensibilidad del parámetro Rendimiento-Pureza como función de la variación de la relación de reflujo a la torre fraccionadora	79
6.2.3 Sensibilidad del Parámetro Rendimiento-Pureza como función de la variación de las condiciones de presión - temperatura de la torre fraccionadora	81
6.2.4 Opción de mejora No. 1 vía simulación por análisis de sensibilidad	83
 CAPITULO 7 : OPCION DE MEJORA No. 2	
PROCESO DE PRODUCCION DE PROPILENO CON BOMBA DE CALOR Y EXPANSION DE DOMOS DE LA TORRE FRACCIONADORA	
	84
7.1 Descripción del diagrama de flujo de proceso	85
7.2 Simulación de la opción de mejora No. 2	87
7.3 Análisis de sensibilidad de la simulación de la opción de mejora No. 2	89

	Página
CAPITULO 8	
SELECCION DE LA OPCION DE MEJORA PARA EL PROCESO DE SEPARACION DE PROPANO - PROPILENO DE LA TORRE FRACCIONADORA 16-E	90
8.1 Factibilidad técnica de las opciones de mejora	91
8.2 Rentabilidad de las opciones de mejora y costos de operación	92
CAPITULO 9: CONCLUSIONES	99
CAPITULO 10: BIBLIOGRAFIA	103
APENDICE I	
PRECIOS INTERORGANISMOS 1995 DE PRODUCTOS PETROLEROS. REFINERIA SALINA CRUZ	106
APENDICE II	
RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL PROCESO DEL CASO BASE PARA LA OBTENCION DE LA OPCION DE MEJORA POR ANALISIS DE SENSIBILIDAD	108
APENDICE III	
RESULTADOS DE LA SIMULACION DE LA OPCION DE MEJORA No. 1 . PROCESO DE PRODUCCION DE PROPILENO CON BOMBA DE CALOR CON EBULLIDOR POR FLASH DEL LIQUIDO DE FONDOS DE LA TORRE FRACCIONADORA POR ANALISIS DE SENSIBILIDAD	120

LISTA DE TABLAS

	Página
2.1 Bases de diseño de la Planta Fraccionadora de propano-propileno.	5
2.2 Balance de materia del proceso de separación de la Planta Fraccionadora de propano-propileno.	11
2.3 Lista de equipos del proceso de separación de propano-propileno.	12
2.4 Especificación de diseño de las variables de operación de la Planta Fraccionadora de propano-propileno.	13
2.5 Especificaciones de diseño de la torre fraccionadora 16-E.	15
3.1 Alternativas de especificaciones para un intercambiador de calor.	21
4.1 Modelos utilizados para la simulación de operaciones unitarias del proceso de separación de propano-propileno.	34
4.2 Modelos termodinámicos del simulador de procesos ASPEN PLUS.	35
5.1 Condiciones de operación de diseño de la torre fraccionadora de propano-propileno 16-E.	43
5.2 Condiciones de operación promedio de la torre fraccionadora de propano-propileno 16-E.	44
5.3a Estadística operacional torre propano-propileno 16-E. Ene.' 94.	45
5.3b Estadística operacional torre propano-propileno 16-E. Feb.' 94.	46
5.3c Estadística operacional torre propano-propileno 16-E. Mar.' 94.	47
5.3d Estadística operacional torre propano-propileno 16-E. Abr.' 94.	48
5.3e Estadística operacional torre propano-propileno 16-E. May.' 94.	49
5.3f Estadística operacional torre propano-propileno 16-E. Jun.' 94.	50
5.3g Estadística operacional torre propano-propileno 16-E. Jul.' 94.	51
5.3h Estadística operacional torre propano-propileno 16-E. Ago.' 94.	52

	Página
5.3i Estadística operacional torre propano-propileno 16-E. Sep.' 94.	53
5.3j Estadística operacional torre propano-propileno 16-E. Oct.' 94.	54
5.3k Estadística operacional torre propano-propileno 16-E. Nov.' 94.	55
5.3l Estadística operacional torre propano-propileno 16-E. Dic.' 94.	56
5.3m Estadística operacional torre propano-propileno 16-E. Ene.' 95.	57
5.3n Estadística operacional torre propano-propileno 16-E. Feb.' 95.	58
5.4 Comparación de los resultados de la simulación caso base contra los de diseño.	60
5.5 Sensibilidad del parámetro Rendimiento-Pureza en función de la localización de plato de alimentación del caso base.	66
5.6 Sensibilidad del parámetro Rendimiento-Pureza en función de la variación de la relación de reflujo del caso base.	68
5.7 Sensibilidad del Parámetro Rendimiento-Pureza en función de la variación de las condiciones de operación de la torre fraccionadora 16-E del caso base.	70
5.8 Variación de las condiciones de operación de la torre fraccionadora de propano-propileno para la obtención de mejoras del procesos del caso base.	71
6.1 Resultados de la simulación de la opción de mejora No. 1.	76
6.2 Sensibilidad del Parámetro rendimiento-pureza en función de la localización del plato de alimentación de la opción No. 1.	79
6.3 Sensibilidad del Parámetro rendimiento-pureza en función de la variación de la relación de reflujo de la opción de mejora No. 1	80
6.4 Sensibilidad del Parámetro rendimiento-pureza en función de la variación de las condiciones de operación de la torre fraccionadora 16-E de la opción de mejora No. 1	81
6.5 Condiciones de operación de la torre fraccionadora de propano-propileno que originan valores aceptables del parámetro Rendimiento-Pureza de la opción de mejora No. 1	83

	Página
7.1 Resultados de la simulación de la opción de mejora No. 2.	87
8.1 Estimación de costos de equipos nuevos para la opción de mejora No. 1.	93
8.2 Ingreso anual por concepto de ventas de producto terminado del proceso de separación de propano-propileno.	93
8.3 Sumario de estimaciones de costos de operación anuales de las opciones de mejora.	94
8.4 Resultados del ingreso anual neto de las opciones de mejora en comparación con el proceso caso base bajo condiciones de diseño.	97
<u>RESULTADOS DE LA SIMULACION</u>	
A Precios interorganismos 1995 de productos de la refinería de Salina Cruz.	107
A-1 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la localización del plato de alimentación del caso base	109
A-2 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la variación de la relación de reflujo del caso base.	113
A-3 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la variación de las condiciones de presión - temperatura del caso base.	117
B-1 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la localización del plato de la opción de mejora No. 1.	121
B-2 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la variación de la relación de reflujo de la opción de mejora No. 1.	124
B-3 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la variación de las condiciones de presión - temperatura de la opción de mejora No.1	127

LISTA DE FIGURAS

	Página
2.1 Diagrama de flujo de proceso de la Planta Fraccionadora de propano-propileno.	10
3.1 Elementos de un sistema de simulación.	18
3.2 Modelo de una operación unitaria.	19
3.3 Esquema de un intercambiador de calor.	20
3.4 Ciclos de cálculo para el enfoque modular secuencial.	24
3.5 Esquema básico para el enfoque modular secuencial.	25
4.1 Flujo de información en el simulador ASPEN PLUS	30
5.1 Gráfica: Comportamiento operativo de la torre fraccionadora de propano-propileno 16-E.	59
5.1 Diagrama: Proceso para la obtención de propileno de Bufete Industrial.	64
5.2 Gráfica: Sensibilidad del parámetro Rendimiento-Pureza en función del plato de alimentación del caso base.	67
5.3 Gráfica: Sensibilidad del parámetro Rendimiento-Pureza en función de la relación de reflujo del caso base.	69
6.1 Utilización de bombas de calor en destilación.	74
6.2 Proceso para la separación de propano-propileno con bomba de calor con ebullidor por flash del líquido.	77
7.1 Opción de mejora No. 2 con bomba de calor y expansión de domos de la torre fraccionadora.	86

CAPITULO 1INTRODUCCION

1

INTRODUCCION

La planta fraccionadora de propano-propileno tiene como objetivo recuperar el propileno de una corriente constituida por propano y propileno, proveniente de la planta de Cracking Catalítico Fluidizado FCC No. 1, complementada con propano-propileno de almacenamiento.

La carga recibida de almacenamiento se especifica que sea de las mismas características que la de la corriente de la planta FCC. La carga de almacenamiento estará constituida por material de traspaso de otras refineries y por propileno fuera de especificación de la propia planta fraccionadora de propano-propileno. Dicha planta está diseñada para manejar, en caso necesario, el total de la carga proveniente de tanques atmosféricos de almacenamiento.

En el diseño de ésta planta se consideró que la unidad FCC opera para el caso de máxima producción de gasolina. El propileno que se obtiene en la unidad tiene una pureza especificada de 94.81% en volumen. El producto secundario que se obtiene es el propano, siendo éste el producto del fondo de la torre fraccionadora (depropilenizadora) 16-E, con una pureza del 86.9% en volumen.

Actualmente, a nivel nacional de refineries, la operación en el proceso de separación de propano-propileno enfrenta serios problemas en la obtención de la especificación (pureza) del propileno. Lo anterior no se atribuye a la falla de diseño del equipo, sino a las exigencias del mercado, ya que el sector que demanda el producto (petroquímica secundaria), está exigiendo altos niveles de pureza en el mismo (mínimo 99.0%).

Este obstáculo para la salida de productos terminados ha obligado a operar el proceso bajo condiciones, que si bien por un lado, reducen en propileno de alta pureza, por otro mengua la producción del mismo.

El objetivo del presente trabajo es el de proponer la mejor de las opciones para elevar el parámetro Rendimiento - Pureza del proceso de separación de la mezcla de propano-propileno, a niveles mayores a los que se tienen por diseño, es decir, lograr obtener valores del orden del 99.0% para el parámetro. Con ello se incrementarán las utilidades del proceso, abatiendo así los costos de operación del mismo. El logro de éste objetivo es vital, ya que de ello dependerá el ser considerado como primera opción de compra por el consumidor, en un nuevo mercado de competencia al que se enfrenta el país, por la calidad de los productos obtenidos en las instalaciones.

Para lograr el objetivo antes mencionado, se hace un estudio por medio de simulación de procesos, utilizando el simulador ASPEN-PLUS (versión 9.1-3 mayo 23/1995), a fin de obtener la mejor opción dentro de las cuales se tienen las siguientes:

- 1.-) Modificaciones al proceso del caso base (BICONSA).
- 2.-) Proceso de producción de propileno con bomba de calor con ebullidor por flash del líquido.
- 3.-) Proceso de producción de propileno con bomba de calor y expansión de domos (SULZER).

Así el material de este trabajo comprende temas básicamente de simulación y análisis de procesos, siendo ésta una poderosa herramienta de la que actualmente dispone la Ingeniería Química.

El Capítulo 2 presenta las generalidades inherentes a la planta fraccionadora de propano - propileno, tomando como punto de partida las bases de diseño del proceso en estudio.

En el Capítulo 3 se exponen los conceptos básicos de la simulación de procesos, resumiendo los diferentes enfoques que existen actualmente para llevarla a cabo.

En el Capítulo 4 se da una descripción específica de las características y alcances del simulador de procesos ASPEN PLUS.

En el Capítulo 5 se desarrollan estudios de simulación del proceso, partiendo del caso base, a fin de obtener condiciones operativas que resulten en el mejor parámetro Rendimiento - Pureza del propileno, lo que significará tener costos operativos menores a los que especifica el diseño. Se presentan además las estadísticas operativas actuales del proceso en estudio.

Los Capítulos 6 y 7 abordan respectivamente opciones de mejora, mediante análisis de sensibilidad, esto es, se examina la sensibilidad o respuesta del proceso en función del cambio de las principales variables operativas, los datos obtenidos indican una guía de factibilidad de poder emplear una u otra opción de mejora.

El Capítulo 8 presenta la selección de la opción de mejora en base a criterios de factibilidad técnica, rentabilidad y costos de operación.

Por último en el Capítulo 9 se presentan las conclusiones tanto de la simulación como de las propuestas de mejora analizadas.

CAPITULO 2

GENERALIDADES

2

GENERALIDADES

La separación de mezclas en componentes esencialmente puros, específicamente del propileno, es de capital importancia en la fabricación de posteriores productos químicos y petroquímicos.

La mayor parte del equipo y en especial la torre depropilenizadora 16-E, corazón del proceso de la Planta Fraccionadora de Propano-Propileno, tiene como fin la purificación de éste último componente. La operación básica para lograr tal objetivo es necesariamente la transferencia de masa.

A fin de conocer las principales características de la unidad de proceso, definidas por las especificaciones y las variables de operación de diseño del mismo, el presente capítulo tratará la ingeniería básica sobre la cuál se creó la Planta Fraccionadora de Propano-Propileno.

2.1 BASES DE DISEÑO DE LA PLANTA FRACCIONADORA DE PROPANO-PROPILENO

El objetivo de la planta fraccionadora es separar el propileno de la corriente proveniente de la planta catalítica FCC No. 1, complementada con propano-propileno de almacenamiento.

En condiciones normales de operación (máxima producción de gasolina), se reciben 3846 B/D de la planta catalítica y 154 B/D de almacenamiento. La Tabla 2.1 presenta las bases de diseño bajo las cuales se creó la planta en estudio.

Tabla 2.1 Bases de diseño de la Planta Fraccionadora
de Propano - Propileno

GENERAL	
CAPACIDAD	4000 B/D PROPANO - PROPILENO
TIPO DE PROCESO	SEPARACION POR DESTILACION
HORAS / AÑO DE OPERACION	8300

Tablas 2.1 (Continuación)

PRODUCTOS Y SUBPRODUCTOS

ITEM	PROPILENO	PROPANO
GASTO (B / D)	2595	1405
ESTADO FISICO	LIQUIDO	LIQUIDO
PRESION A L.B (kg/cm ² man.)	22.45	18.71
TEMPERATURA A L.B (°C)	46.1	43.3
COMPOSICION	% Volumen	% Volumen
PROPILENO	94.81	9.95
PROPANO	4.75	86.9
ETANO	0.44	0.0
BUTILENO	0.0	0.66
ISOBUTANO	0.0	0.04
N-BUTANO	0.0	0.04

MATERIAS PRIMAS (MEZCLA PROPANO - PROPILENO)

ESTADO FISICO	LIQUIDO
PRESION A L.B (kg / cm ² man.)	14.97 - 17.00
TEMPERATURA A L.B (°C)	43.30 - 44.00
COMPOSICION	(% Mol)
ETANO	0.30
PROPANO	32.43
PROPILENO	66.21
N-BUTANO	0.01
ISOBUTANO	0.83
BUTILENO	0.22

2.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El diagrama de flujo de proceso, el cuadro de balance de materia y la lista de equipos se presentan en la Figura 2.1, la tabla 2.2 y la tabla 2.3 respectivamente, para una mayor comprensión de la descripción del proceso.

Las cargas a la planta fraccionadora de propano-propileno se reciben en un tanque de balance vertical (52-F). La carga de la planta FCC entra al tanque de balance controlada por medio de un control de presión (PRCE-20) que se encuentra en el fondo de la torre depropilinizadora 16-E, mientras que la carga de almacenamiento es controlada por medio de un control de nivel local (LC-V02), con dos válvulas LV-V02A y LV-V02B, que operan en rango dividido para poder controlar el rango tan amplio de cargas que se tienen previstas desde 154 hasta 4000 B/D.

El tanque de balance opera a una presión de $14.77 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$ y de 38 a $44 \text{ }^\circ\text{C}$, asegurando así la continuidad en el proceso.

La alimentación a la torre se efectúa por medio de una bomba centrífuga horizontal con una de repuesto conectada en paralelo. Estas bombas se encuentran protegidas con recirculación de flujo mínimo para prever las variaciones que se tengan en la carga a la planta.

La corriente de alimentación es controlada por medio de un controlador de flujo (FICe-V10), provisto de un registro (FRE-V10), que se encuentran instalados en el tablero de control además de un indicador local (FICe-V10). La alimentación tiene tres posibles entradas a la torre fraccionadora que son: al plato #80, al plato #84 o al plato #88.

El propileno obtenido en el domo de la torre fraccionadora (16-E), tiene una pureza de 94.81% en volumen, presión de 20.13 kg/cm^2 y temperatura de 49 a $51 \text{ }^\circ\text{C}$. Estos factores aunados a la gran semejanza del propano y del propileno en sus propiedades físicas, hacen que se requiera una torre fraccionadora de 125 platos (platos tipo válvula V-1 de dos pasos) y una relación de reflujo externo de 23.0.

Los vapores de propileno que salen por el domo de la torre fraccionadora (16-E) son condensados totalmente por medio de unidades de intercambio de calor horizontales tipo TEMA AET, arregladas en paralelo e instaladas a nivel de piso (57-C1 a 57-C6). Para condensar ésta corriente se usa agua de enfriamiento que se encuentra disponible en L.B a $32 \text{ }^\circ\text{C}$ y 5 kg/cm^2 y se retorna a $46 \text{ }^\circ\text{C}$ y 2.0 kg/cm^2 .

La corriente condensada entra a un tanque acumulador vertical (53-F) que cuenta con un control de nivel (LICe-V30) que se encuentra en

cascada con el control de flujo (FICe-V17) de la corriente de reflujo a la torre fraccionadora. Estos controles aunados con el control de análisis (AICe-V23) en la línea de reflujo y producto que se encuentra en cascada con el control de flujo (FICe-V22) en la corriente de propileno producto, aseguran un balance de materia y energía adecuado al sistema.

El tanque acumulador (53-F) se encuentra operando a una presión de 19.7 kg/cm² man. y 46 °C. La presión del sistema es regulada en este tanque que cuenta con un registrador (PRe-V46) y un control de presión (PICe-V46) que controla dos válvulas (PV-V46A y PV-V46B), que se encuentran en rango dividido operando de la siguiente forma:

Cuando baja la presión en el tanque acumulador el control de presión (PICe-V46) manda abrir la válvula (PV-46A), para que se alimenten vapores calientes del domo de la torre fraccionadora a dicho tanque, ésta válvula se encuentra diseñada para manejar en un momento dado todo el propileno producto que sale de la unidad.

Cuando la presión se incrementa en el tanque acumulador, el control de presión (PICe-V46) manda abrir la válvula (PV-V46B), para enviar los vapores acumulados al sistema de gas combustible. Esta válvula también está diseñada para manejar todo el propileno producto.

Del tanque acumulador se tiene una corriente rica en propileno que se bombea hacia el domo de la columna (al plato No. 1), constituyendo el reflujo y hacia la zona de almacenamiento como producto. Como se dijo anteriormente, en ésta línea de descarga de las bombas se encuentra un analizador operando de la siguiente manera:

Al detectarse una alta concentración de propano en la corriente, el controlador (AICe-V23) manda una señal de ajuste al control de flujo (FICe-V22), para que este ordene cerrar la válvula de control FV-V22 que se encuentra en la corriente de propileno producto, al cerrarse ésta válvula empieza a subir el nivel del tanque acumulador (53-F) y entonces el control de nivel (LICe-V30) del tanque acumulador manda una señal de ajuste al control de flujo (FICe-V17) para que éste ordene abrir más la válvula de control (FV-V17), que controla el reflujo a la torre 16-E, permaneciendo en estas condiciones hasta que el sistema se estabiliza y se vuelve a tener una composición adecuada en ésta corriente.

En la base de la torre fraccionadora 16-E se localiza un rehervidor tipo termosifón horizontal (58-C), este rehervidor recalienta los fondos por medio de vapor de agua saturado de 16.55 kg/cm² man.

El control de temperatura de la torre fraccionadora 16-E se obtiene recibiendo la señal de temperatura del plato No. 125 al control

(TICe-V25), el cuál controla la alimentación de vapor al rehervidor 58-C a través de las válvulas de control TV-V25A y TV-V25B.

Del fondo de la torre fraccionadora 16-E, sale una corriente rica en propano (86.9% en volumen), esta corriente tiene una presión de 20.8 kg/cm² man. y una temperatura de 62 °C y se encuentra controlada por un control de nivel (LICe-V14) en la torre fraccionadora y por medio de la válvula LV-V14. Esta corriente se envía al enfriador (22-C) que por medio de agua de enfriamiento cambia su temperatura hasta 38 °C y de ahí es enviada a límite de batería a una presión aproximada de 19 kg/cm² man.

Figura 2.1 : Diagrama de flujo de proceso de la Planta Fraccionadora de Propano - Propileno

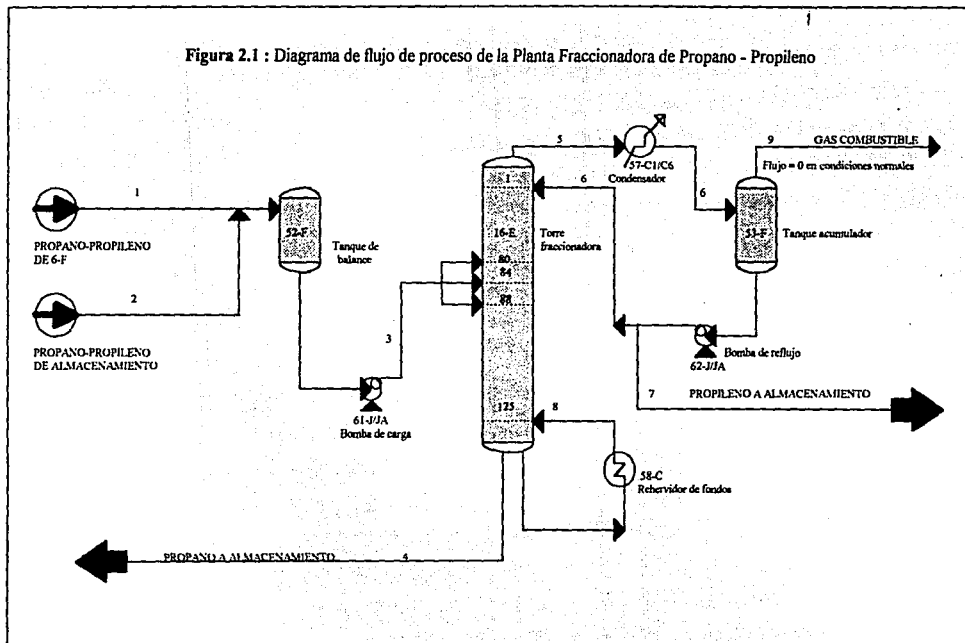


Tabla 2.2 Balances de materia del proceso de separación de propano-propileno

Corriente Componente	<1> Carga FCC	<2> Carga Alimento.	F16E<3> Carga Total	FPROPA<4> Propano	D57C1<3> Vapores Domo	REFLUX<6> Reflujo	DPROPI<7> Propileno	BOILUP<8> Ref. de Fondo
ETANO	2.92701E-3	3.18725E-3	2.93722E-3	0.0	4.40006E-3	4.39926E-3	4.41646E-3	0.0
PROPANO	0.32435	0.28207	0.32268	0.86903	4.74997E-2	4.7499E-2	4.75004E-2	0.86903
PROPILENO	0.66212	0.70677	0.66387	9.95335E-2	0.94810	0.94810	0.94808	9.95335E-2
N-BUTANO	1.30089E-4	0.0	1.24988E-4	3.73134E-4	0.0	0.0	0.0	3.73134E-4
ISOBUTANO	8.26069E-3	6.37450E-3	8.18673E-3	2.45335E-2	0.0	0.0	0.0	2.45335E-2
BUTILENO	2.21152E-3	1.59362E-3	2.18729E-3	6.5298E-3	0.0	0.0	0.0	6.5298E-3
TOTAL Fraccion mol	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
TOTAL (Kgmol/h)	307.48	12.55	320.03	107.20	4472.66	4259.80	212.80	5749.06
ETANO	84.98	3.78	88.76	0.0	1825.82	1738.61	87.21	0.0
PROPANO	9417.24	334.27	9751.51	9096.44	19710.12	18772.16	937.96	465825.8
PROPILENO	19224.45	837.6	20062.03	1041.85	393416.6	374693.6	18721.13	53352.6
N-BUTANO	3.78	0.0	3.78	3.91	0.0	0.0	0.0	199.6
ISOBUTANO	239.84	7.55	247.4	256.80	0.0	0.0	0.0	13147.5
BUTILENO	64.21	1.89	66.1	68.35	0.0	0.0	0.0	3500.2
TOTAL (lb/h)	29034.5	1185.07	30219.60	10467.4	414952.5	395204.4	19746.3	536030.4
Kg / h	13179.25	538.02	13717.27	4752.27	188388.41	179423.41	8965.00	243357.73
M (lb/lbmol)	42.87	42.87	42.87	44.33	42.12	42.12	42.123	42.33
T (°F / °C)	111.2 / 44	100.4 / 38	111.2 / 44	143.6 / 62	123.8 / 51	114.8 / 46	114.8 / 46	143.6 / 62
P (psia)	264.7	264.7	348.73	310.48	300.95	350.86	350.86	309.9
P (Kg/cm ² man.)	17.58	17.58	23.49	20.80	20.13	23.64	23.64	20.76
P(Kg/cm ² abs.)	18.6132	18.6132	24.4832	21.7932	21.1232	24.4832	24.4832	21.7932

Tabla 2.3 Lista de equipos del proceso de separación de propano-propileno

TAG	52-F	53-F	16-E
DESCRIPCION	TANQUE DE BALANCE	ACUMULADOR DE REFLUJO	TORRE FRACCIONADORA
DIMENSIONES (mm)	2300 ϕ x 5500 T-T	2600 ϕ x 7500 T-T	3810 ϕ x 60 400 T-T
P/T DISEÑO (kg/cm ² man. / °C)	19.4 / 71.0	21.7 / 74.0	22.2 / 80.0
MATERIAL	A.C	A.C	A.C

TAG	57-C1 AL 57-C6	58-C
DESCRIPCION	CONDENSADOR DE LA TORRE FRACCIONADORA	REHEVIDOR DE FONDOS DE LA TORRE FRACCIONADORA
CALOR INTERCAMBIADO (kcal / h)	13.58 MM	14.68 MM
DIMENSIONES DxL (mm)	1321 x 6000	813/1626 x 4877
AREA DE TRANSFERENCIA (m ²)	3557	427

TAG	61-J/JA	62-J/JA
DESCRIPCION	BOMBAS DE CARGA	BOMBAS DE REFLUJO Y PRODUCTO
CAPACIDAD (m ³ / h)	31.57	491
CABEZA (m)	178	115
POTENCIA (HP)	50	200

2.3 SUMARIO DE VARIABLES DE OPERACION

La obtención de las especificaciones de diseño en cuanto a productos a separar, está entramente ligada al manejo de condiciones operativas que se apeguen estrictamente al diseño mismo, esto en el mejor de los casos, por ello es necesario una adecuada selección de los detalles de operación. La Tabla 2.4 muestra los valores que por diseño deben tener las variables de operación, a fin de garantizar las especificaciones de producto terminado del proceso.

Tabla 2.4 Especificación de diseño de las variables de operación de la Planta Fraccionadora de Propano - Propileno

INSTRUMENTO	VARIABLE	UNIDADES	VALOR DE DISEÑO
F1c-V01	PROPANO - PROPILENO DE ALM.	m ³ / h	8.28
F1c-V47	PROPANO - PROPILENO DE ALM.	m ³ / h	1.02
LC-V02	NIVEL EN TANQUE 52-F	m	2.75
LIVc-V14	NIVEL EN TORRE 16-E	m	1.0
LC-V12	NIVEL EN TANQUE 54-F	m	0.5
LC-V21	NIVEL EN TANQUE 55-F	m	0.5
PI-V04	PRESION EN EL TANQUE 52-F	kg / cm ² man.	14.77
PI-V07	PRESION DESCARGA BOMBA 61-J	kg / cm ² man.	24.60
P1c-V26	PRESION DOMO TORRE 16-E	kg / cm ² man.	20.13
P1Cc-V46	PRESION EN TANQUE 53-F	kg / cm ² man.	19.70
PI-V27	PRESION DESCARGA BOMBA 62-J	kg / cm ² man.	25.84
ThI-V09	TEMPERATURA EN TANQUE 52-F	°C	38.0
TI1-98	TEMPERATURA DOMO TORRE 16-E	°C	52.0
ThI-V34	RAE DE CONDENSADOR 57-C1	°C	46.0
ThI-V35	SALIDA PROPILENO DEL 57-C1	°C	52
ThI-V36	RAE DE CONDENSADOR 57-C2	°C	46.0
ThI-V37	SALIDA PROPILENO DEL 57-C2	°C	52
ThI-V38	RAE DE CONDENSADOR 57-C3	°C	46.0
ThI-V39	SALIDA PROPILENO DEL 57-C3	°C	52
ThI-V40	RAE DE CONDENSADOR 57-C4	°C	46.0
ThI-V41	SALIDA PROPILENO DEL 57-C4	°C	52

Tabla 2.4 (Continuación)

INSTRUMENTO	VARIABLE	UNIDADES	VALOR DE DISEÑO
ThI-V42	RAE DE CONDENSADOR 57-C5	°C	46.0
ThI-V43	SALIDA PROPILENO DEL 57-C5	°C	52
ThI-V44	RAE DE CONDENSADOR 57-C6	°C	46.0
ThI-V45	SALIDA PROPILENO DEL 57-C6	°C	52
TI1-101	TEMPERATURA EN TANQUE 53-F	°C	46.0
TI1-97	TEMPERATURA EN PLATO #40	°C	60.0
TI1-96	TEMPERATURA EN PLATO #105	°C	66.0
TI1-99	TEMP. PROPANO DE 58-C1/ C2	°C	62.0
TICe-V25	TEMPERATURA FONDO TORRE 16-E	°C	62.0
FICe-V10	FLUJO A TORRE 16-E	m ³ /h	26.5
FE-V22	FLUJO PROPILENO PRODUCTO	m ³ /h	17.18
FIC-V24	PROPILENO A GAS COMBUSTIBLE	kg/h	8965
FICe-V17	REFLUJO A TORRE 16-E	m ³ /h	344.40
FIC-V16	FLUJO DE PROPANO PRODUCTO	m ³ /h	9.3

2.4 ESPECIFICACION DE LAS VARIABLES DE DISEÑO DE LA TORRE FRACCIONADORA DE PROPANO - PROPILENO 16-E

Para fines posteriores se hace necesario conocer las especificaciones de diseño bajo las cuales fué construida la torre fraccionadora 16-E, ya que como se ha dicho anteriormente, este equipo representa el corazón del proceso mismo.

La totalidad de los datos de diseño son reportados en la Tabla 2.5, los mismos dan idea de las dimensiones y costo que en la realidad posee el equipo, y de ahí que el estudio del presente trabajo tenga como objetivo primordial el sacarle el mayor provecho en su operación.

Tabla 2.5 Especificaciones de diseño de la torre fraccionadora 16-E.

FLUIDO	PROPANO-PROPILENO
DENSIDAD DEL FLUIDO	420.0 kg/m ³
CAPACIDAD	703.157 m ³
PRESION DE OPERACION (kg/cm ² man.)	DOMO : 20.09 FONDO : 20.76
TEMPERATURA DE OPERACION (°C)	DOMO : 49 - 52 FONDO : 62
PRESION DE DISEÑO	22.2 kg/cm ² man.
TEMPERATURA DE DISEÑO	80.0 °C
PESO VACIO	306 307 kg
PESO LLENO DE AGUA	1 155 598 kg
PESO EN OPERACION	499 615 kg
ALTURA (T-T)	60.4 m
DIAMETRO	3.810 m
NO. DE PLATOS	125
ESPACIAMIENTO INTERPLATO	0.45 m
TIPO DE PLATOS	BALLAST VI A.1

CAPITULO 3

SIMULACION DE PROCESOS

3

SIMULACION DE PROCESOS

El campo del diseño de procesos asistido por computadora surge en los años sesenta y se ha transformado en una subdisciplina de la ingeniería química. Actualmente ninguna planta química, petroquímica o de refinación es construida sin antes llevar a cabo la simulación del proceso por medio de modelos matemáticos.

Los programas especializados en simulación de procesos realizan principalmente balances de materia y energía en estado estacionario, cálculos para dimensionamiento y costo de equipos involucrados en el proceso. Otros aspectos que podrían ser abordados por éste tipo de programa son:

- 1) Simulación dinámica: para realizar estudios con diferentes sistemas de control, arranque y paro de plantas, operaciones bajo condiciones de emergencia o estados transientes fuera de diseño y para entrenamiento de operadores.
- 2) Optimización: para todo un proceso o un subsistema.
- 3) Síntesis de procesos: para secuencias de separación, integración térmica y diseño de controladores.
- 4) Seguridad y operatividad de procesos.

La información que se ha generado sobre éste tipo de sistemas y la experiencia que se ha tenido al respecto no se encuentra totalmente publicada, ya que son desarrollados por industrias que son propietarias de ésta información.

Los elementos esenciales de un simulador de procesos se podrían englobar en los bloques que se observan en la Figura 3.1, siendo éstos: interfase con el usuario, soporte computacional (software y hardware), algoritmos y modelos.

Figura 3.1 Elementos de un sistema de simulación.

Aplicaciones
Interfase con el usuario
Soporte computacional
Algoritmos
Modelos

3.1 INTERFASE CON EL USUARIO Y SOPORTE COMPUTACIONAL

La interfase con el usuario incluye el lenguaje de entrada, por medio del cuál se describe el problema a resolver, los reportes de resultados, la documentación sobre el uso y funcionamiento del simulador y los protocolos para la interacción con otros programas o sistemas. Esta interfase debe ser de fácil manejo, de manera que permita al usuario una rápida interacción con el sistema.

En cuanto al soporte computacional, este consta de: programas, lenguajes de programación, estructura de datos, interfases con el sistema de archivos y la arquitectura del sistema. Las características que debe poseer son la de fácil comprensión, transporte y mantenimiento, y sencillez en caso de necesitar modificaciones.

3.2 ALGORITMOS

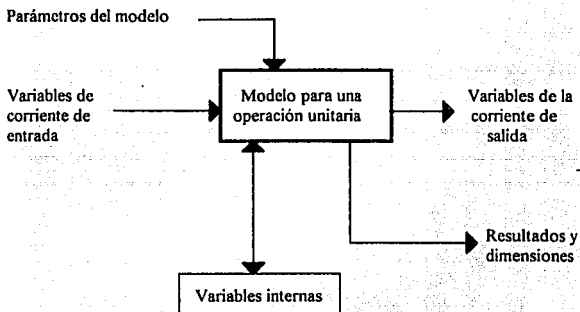
El problema matemático a resolver en una simulación de procesos en estado estacionario, son los grandes sistemas de ecuaciones algebraicas no lineales. Estas se obtienen del diagrama de bloques de los modelos de las operaciones unitarias que describen el proceso, de donde se especifican todas las ecuaciones que deberán ser resueltas.

Prácticamente, cualquiera que sea la orientación para los algoritmos, el número y tipo de ecuaciones que describen el proceso, son esencialmente los mismos. Se diferencian principalmente en la forma de manejar y resolver los sistemas de ecuaciones. Los tamaños de estos sistemas de ecuaciones puede ser muy grande, produciendo que las técnicas convencionales en la solución de matrices completas no los puedan abordar, por tanto se han aplicado técnicas de solución de matrices dispersas, que tienen la capacidad de manejar sistemas de magnitud mucho mayor.

3.3 MODELOS

Los modelos usados para los simuladores de procesos químicos son todas relaciones matemáticas de leyes de conservación, ecuaciones de rapidez, relaciones de propiedades físicas, restricciones de diseño y control. Los modelos matemáticos se transforman en ecuaciones algebraicas y diferenciales que describen al proceso. El corazón de un simulador de procesos son los modelos para las operaciones unitarias. La estructura típica para tales modelos se muestra en la Figura 3.2.

Figura 3.2 Modelo de una operación unitaria.



El modelo genera, en función de las variables de entrada, un juego de ecuaciones no lineales, que producen a su vez las variables de salida. Las corrientes de entrada y los parámetros del modelo conforman las variables de entrada, en tanto que las variables de salida incluyen: las corrientes de salida (éstas constan de los flujos de cada componente, las propiedades termodinámicas y de transporte), los resultados del funcionamiento de la unidad y tamaño (por ejemplo la potencia de la bomba o la carga térmica de un intercambiador de calor) y variables internas y las de retención (como podría ser la temperatura, composiciones en cada plato para una columna de destilación).

Estos valores internos, no se requieren fuera del módulo al cuál pertenecen, pero pueden ser almacenados como valores iniciales para una próxima iteración cuando ésta unidad se encuentra dentro de un ciclo. El funcionamiento y el tamaño de un equipo se calculan una vez que todo el sistema finalizó la convergencia.

En un sistema el cuál utiliza para los cálculos una aproximación modular-secuencial, se tiene que las operaciones son implementadas al programa con subrutinas que calculan las variables de salida en base a las de entrada y los parámetros del modelo. A su vez esta rutina llama a un paquete para el cálculo de propiedades termofísicas. Funcionalmente una operación unitaria puede ser expresada como:

$$f(u, x, y, z, r) = 0$$

Donde:

u = vector de los parámetros del modelo.

x = variables de entrada.

y = variables de salida.

z = variables internas.

r = variables de resultados (rendimiento y dimensionamiento).

El número de ecuaciones es igual a la suma de variables en las corriente de salida y entrada, más las variables de resultados. El número total de ecuaciones es generalmente mucho más grande que los grados de libertad, debido a la cantidad de variables internas.

Existen diferentes posibilidades para especificar los parámetros de un modelo para una operación unitaria. Por ejemplo consideremos un intercambiador de calor a contracorriente, como se muestra en la Figura 3.3:

Figura 3.3 Esquema de un intercambiador de calor.

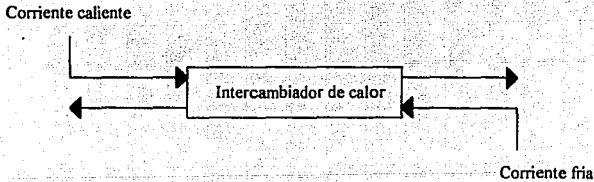


Tabla 3.1 Alternativas de especificaciones para un intercambiador de calor.

Coefficiente	U	*	*	*
Área	A	*		
Acercamiento	ΔT_{\min}		*	
Carga	Q			*

Se proponen tres juegos de especificaciones como se observa en la Tabla 3.1. Una es especificar el coeficiente de transferencia de calor y el área de transferencia. Estas dos especificaciones más las dos corrientes de entrada determinan las condiciones de salida del intercambiador.

La segunda especificación consiste en dar el coeficiente y la mínima diferencia de temperatura al final del intercambiador. Una tercera posibilidad es dar el coeficiente y la carga de calor que puede transferir el intercambiador. Los tres juegos de especificaciones permiten que converja el sistema. El primer juego se especifica cuando se tiene un intercambiador ya construido y se quiere saber como se comporta el mismo intercambiador en otras condiciones. La segunda y tercera se usan generalmente para diseño, ya que queda a determinar el tamaño del equipo.

En general el número total de variables va a permanecer igual, independientemente del juego de variables que se le especifique al modelo, pero cambia la clasificación de los parámetros del modelo, las variables de las corrientes de entrada y salida, las variables internas o las variables de resultados. Esto se observa más drásticamente en el caso de columnas de destilación, ya que si se usa un mal juego de especificaciones el modelo puede llegar a no converger o converger muy lentamente.

El dimensionamiento de los equipos requiere como información los resultados de los balances de materia y energía, aunados con los datos específicos para el dimensionamiento (factor de ensuciamiento, velocidades permisibles, etc.). Si se dan las dimensiones de los equipos el cálculo resulta trivial y se podrá ver el efecto del equipo sobre el proceso. El caso más común en el cuál se usa éste tipo de especificaciones es cuando, o se quiere cambiar la capacidad de una planta ya existente, o se quieren utilizar equipos de una planta que entra en desuso para otro funcionamiento. Entonces se simula el equipo para determinar si puede cumplir con el nuevo servicio requerido.

La estimación de costos requiere del tamaño de las principales partes del equipo, además de los materiales de construcción y demás datos que son necesarios para determinar la inversión. Los costos de los servicios, materias primas, sueldos, mantenimiento y otros requerimientos son necesarios para determinar el costo de producción (costos de operación).

Finalmente, la evaluación económica determina la factibilidad del proyecto. Para ésto se requieren datos como la vida del proyecto, métodos de financiamiento, inflación, método de depreciación, intereses, producción e inversión.

3.4 ENFOQUES DE LA SIMULACION DE PROCESOS

El tipo de orientación adoptada en la simulación está directamente limitada por los problemas computacionales, como el tiempo de procesamiento y la capacidad de almacenamiento en memoria. Este tipo de limitaciones se han ido reduciendo con el aumento de la velocidad de procesamiento de los equipos de cómputo. Existen dos orientaciones:

1. **Orientación modular.**
 - Modular secuencial.
 - Modular simultáneo.
2. **Orientación hacia ecuaciones.**

3.4.1 ORIENTACION MODULAR

Un proceso químico abordado por medio de la orientación modular, se trata como un conjunto de módulos, que describen un cierto tipo de operación unitaria. Existen dos tipos de niveles de proceso, los cuales son descritos por las ecuaciones, que son a nivel del diagrama de flujo y a nivel de módulo. En los cálculos a nivel diagrama de flujo, se resuelven las ecuaciones que describen las conexiones entre cada módulo y las especificaciones de diseño. Los cálculos a nivel del módulo, resuelven las ecuaciones que los conforman con el objeto de obtener las variables de salida, a partir de las variables de entrada y parámetros del equipo.

Las principales ventajas de la orientación modular son:

- El diagrama de flujo de proceso y el modelo para la estructura del programa son muy parecidos, por lo cuál son naturales para el ingeniero químico.
- Se cuentan con varios algoritmos especializados para resolver los diferentes módulos, lo que hace que cada módulo se resuelva mas eficientemente. Cada

módulo puede generar sus valores iniciales, para así empezar a resolver los sistemas de ecuaciones que lo describen.

- La posibilidad de usar programas aislados para ciertas operaciones unitarias y adaptarlos al sistema, lo que da una gran capacidad de expansión.
- Permite la obtención de información de algunas partes del proceso, lo cuál ayuda a detectar posibles problemas del sistema, con una rápida localización de diagnóstico.
- Una convergencia lenta, debido al manejo de grandes matrices de proceso y de los múltiples ciclos iterativos a causa de las recirculaciones.

3.4.2 ENFOQUE SECUENCIAL MODULAR

El método secuencial modular es usado actualmente en casi todos los simuladores industriales. En este método, una rutina es desarrollada para cada tipo de bloque (equipo) para calcular las variables de salida en función de las de entrada y de los parámetros del bloque. Las rutinas son llamadas en orden de manera que simulan el proceso. Las recirculaciones son convergidas por un proceso iterativo, para ello se requieren estimados iniciales que deben ser suministrados por el usuario.

Para resolver un sistema por el método secuencial modular se realiza la partición del proceso, se seleccionan las corrientes de corte, se crean los ciclos anidados y se determina la secuencia de cómputo. Se puede por simple inspección hacer la partición de los sistemas, seleccionar las corrientes de corte, los ciclos anidados y la determinación de la secuencia de cómputo para los procesos pequeños. Aunque existen buenos algoritmos que realizan ésta tarea automáticamente.

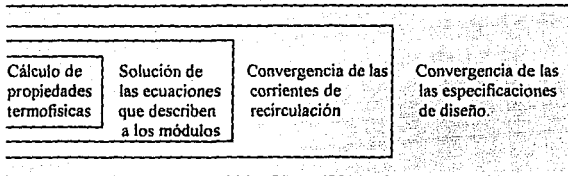
El simulador ASPEN PLUS es capaz de dar la secuencia de cálculo, pero el usuario puede alterar estos datos dependiendo de sus necesidades o información disponible. Muchas veces se tiene un estimado más cercano de ciertas corrientes, por lo cuál, es recomendable usarlas como corrientes de corte, debido a que un buen estimado puede acelerar la convergencia en un ciclo, además dependiendo de las corrientes de corte que se escojan, se va a generar una secuencia de cálculo diferente.

Para resolver recirculaciones, el más utilizado ha sido el método de Wegstein, debido a que éste método no toma en consideración las interacciones

entre las variables en una corriente de corte, éste funciona bien para la mayoría de los sistemas. Se han usado algunas consideraciones heurísticas para mejorar la convergencia con éste método, se ha retardado la aplicación de el paso de aceleración del método de Wegstein, por un número específico de sustituciones directas y se han dado límites a la máxima aceleración permitida.

Con el uso del método de Wegstein o sustitución directa, es necesario converger las recirculaciones separadamente de las especificaciones. Las especificaciones de diseño son resueltas típicamente por técnicas comunes como el método de la secante (particularmente para problemas de una sola variable). Más reciente es el uso del método de Broyden para resolver especificaciones y recirculaciones simultáneamente. Las prioridades para la resolución de los ciclos iterativos se pueden observar en la figura 3.4 .

Figura 3.4 Ciclos de cálculo para el enfoque modular secuencial.



3.4.3 ENFOQUE MODULAR SIMULTANEO

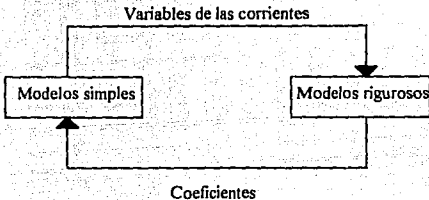
Otra forma común de llamar a éste tipo de enfoque es el de doble rompimiento (two tier), que es simplemente un concepto diferente de convergencia para el enfoque modular secuencial.

En el enfoque modular simultáneo, la estructura modular se conserva, pero la diferencia radica en que las ecuaciones de las corrientes de conexión y especificaciones de diseño se hacen converger simultáneamente. Este tipo de enfoque utiliza dos tipos de modelos: los rigurosos y los simples.

Los modelos rigurosos son los mismos modelos empleados en los simuladores secuenciales modulares. Estos modelos generan parámetros que después van a ser usados por los modelos simples. Los modelos simples son aproximados y requieren mucho menos esfuerzo computacional para ser resueltos. Una vez resuelto el modelo simple se obtienen las variables de salida, y se verifica

la convergencia. De no llegarse a la convergencia se pasa a los modelos rigurosos que varían los parámetros de los modelos simples. Se continúa esta iteración hasta que los cambios de los parámetros en los modelos simples lleguen a la tolerancia, lográndose así la convergencia de las variables de proceso. La Figura 3.5 presenta el esquema básico que utiliza el enfoque modular secuencial:

Figura 3.5 Esquema básico para el enfoque modular secuencial.



Los modelos simples pueden ser lineales, cuyos coeficientes pueden ser determinados por la perturbación numérica de los métodos rigurosos y no lineales los cuales son modelos aproximados. De este modo el modelo simple genera un sistema de ecuaciones equivalente al del modelo riguroso, pero no tan extenso, con menos variables internas y correlaciones mucho más simples para las propiedades termofísicas. Debido al reducido número y tamaño de estas ecuaciones, comparada a las del modelo riguroso, puede ser resuelto como un sistema de ecuaciones en la forma que lo hacen los simuladores orientados hacia ecuaciones.

Las técnicas usadas para el enfoque modular simultáneo varían en la forma en la cual es generada y resuelta la matriz Jacobiana a nivel del proceso, y en la elección de iterar sobre las corrientes de conexión o sólo sobre un conjunto seleccionado de ellas.

El enfoque modular simultáneo tiene la gran ventaja de utilizar todos los modelos para las operaciones unitarias y reglas heurísticas que se usan en el enfoque modular secuencial, permitiendo además tener buenos estimados iniciales. Sin embargo, la principal desventaja de este enfoque se tiene cuando se hace el cálculo del Jacobiano aproximado, ya que este desperdicia el tiempo ganado en la rápida convergencia de este enfoque. Para esto se usan métodos de aproximación del Jacobiano, los cuales pueden producir a su vez un estimado muy pobre de este, lo que puede aumentar el problema de falta de precisión y en consecuencia un mayor número de iteraciones.

3.4.4 ENFOQUE ORIENTADO HACIA ECUACIONES

La característica de esta orientación es modelar el proceso químico por medio de un gran sistema de ecuaciones que lo describen en su totalidad (operaciones unitarias, corrientes de conexión y especificaciones de diseño), el cuál es resuelto simultáneamente. De modo que ésta orientación utiliza procedimientos que generan ecuaciones que describen todo el proceso.

El problema a nivel matemático se puede plantear de la siguiente manera:

$$F (Z_1, Z_2) = 0$$

Donde:

Z_1 = vector de variables de estado (dependientes)

Z_2 = vector de variables de decisión (independientes)

Las variables de decisión normalmente incluyen todos los parámetros del equipo y las variables de las corrientes de entrada para cada operación unitaria y las variables de estado incluyen todas las variables internas y de las corrientes de salida.

Alternativamente el problema de simulación y diseño puede ser formulado como un problema de optimización:

$$\begin{aligned} &\text{maximizar o minimizar } P (Z_1, Z_2) \\ &\text{con } F (Z_1, Z_2) = 0 \end{aligned}$$

Asimismo se necesitan las restricciones impuestas por el planteamiento de la optimización.

La diferencia entre la orientación modular y la orientada a ecuaciones radica en evitar los ciclos anidados, supliéndolos por un sistema de ecuaciones no lineales, potencialmente más susceptibles a ser resueltos, además de no tener problemas en flujo de información de módulo a módulo, ya que toda la información es manejada en forma de ecuaciones y variables.

Las desventajas que presenta esta orientación son las siguientes:

a) Depende de buenos estimados iniciales, lo cuál no siempre se tiene disponible por lo que se puede llegar a una solución del sistema físicamente inexistente.

b) No utiliza toda la información generada en el desarrollo de los modelos para los simuladores secuenciales y en caso de no converger no se pueden extraer resultados parciales de los diferentes equipos, por lo cuál es más difícil encontrar y corregir una falla

CAPITULO 4

SIMULADOR DE PROCESOS ASPEN PLUS

4

SIMULADOR DE PROCESOS ASPEN PLUS

Hablar en la actualidad de simulación de procesos en ingeniería química es adentrarse en el desarrollo y mejora de procesos nuevos o ya existentes. Así, la disponibilidad de sistemas de cálculo comerciales para la simulación de procesos tales como el ASPEN PLUS, han marcado el avance en el campo de diseño de procesos, por lo que actualmente las plantas químicas, petroquímicas o de refinación son construidas en base a la simulación de procesos por medio de modelos matemáticos específicos.

4.1 INTRODUCCION

En 1964 la compañía Monsanto crea el sistema de simulación FLOWTRAN (Flowsheet Translator). Cinco años después Monsanto ofrece el uso del simulador, por lo que en los inicios de 1972 FLOWTRAN es licenciado y comercializado.

El Instituto Tecnológico de Massachusetts selecciona a éste simulador como base para el desarrollo de ASPEN (Advanced System for Process Engineering). En 1976 inicia el desarrollo del simulador ASPEN, con el financiamiento del Departamento de Energía de Estados Unidos para la utilización en la industria de combustibles fósiles y carbón, ya que el precio del petróleo tenía constantes alzas.

La mayoría de las grandes empresas disponían de pequeños sistemas de simulación para sus procesos específicos, sin embargo ASPEN presenta un cambio en la filosofía y es construido de manera de que pueda dar servicio a gran cantidad de industrias, y no solamente para combustibles fósiles. Esto debido a que se diseñó de tal manera que fuera posible la adición de nuevos modelos por medio de subrutinas.

En 1981 se crea Aspen Technology para realizar junto con más de 20 compañías líderes en la industria de proceso una nueva versión del simulador. En 1983 con la creación de 600 subrutinas y cambios en 300 rutinas existentes, surge ASPEN PLUS. Esta pasa a ser una versión comercial del simulador ASPEN, con una mayor calidad y facilidad de uso. A partir de esa fecha se han realizado versiones posteriores, en base a las necesidades de la industria. Actualmente la Facultad de Química posee la versión 9.1-3 en ambiente Windows (Mayo 23 / 1995).

4.2 CARACTERISTICAS DEL SIMULADOR DE PROCESOS ASPEN PLUS

El simulador ASPEN PLUS está basado en el enfoque modular secuencial, ésto es, una rutina es desarrollada para cada tipo de bloque (equipo de proceso), para calcular las variables de salida en función de las variables de entrada y de los parámetros del bloque, lo que ocasiona que las rutinas sean llamadas en orden de manera que simulan el proceso, logrando la convergencia por medio de un sistema iterativo.

Una de las ventajas del ASPEN PLUS sobre otros simuladores comerciales, es su capacidad para el manejo de variables, ésto es gracias a las llamadas estructuras plex.

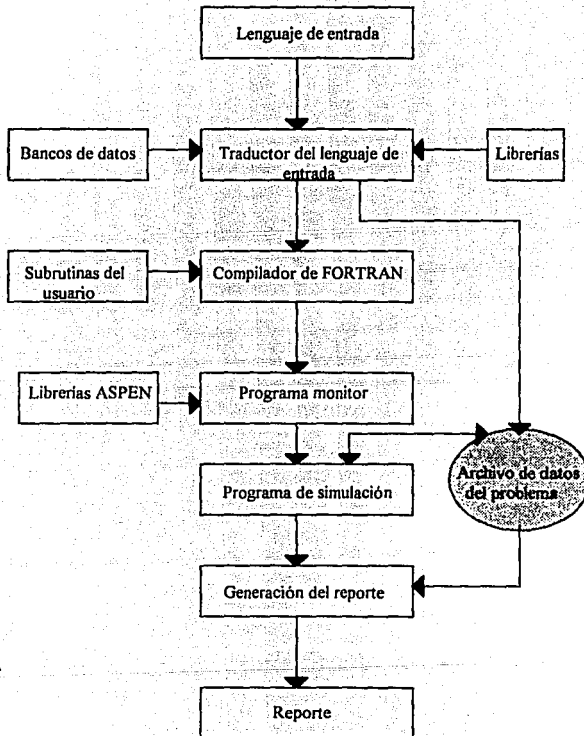
Las estructuras plex permiten que el ASPEN PLUS pueda manejar en una misma corriente las tres fases (sólido, líquido y vapor), al igual que combinar diferentes modelos según sea la necesidad, convirtiendo éste simulador en uno de los más versátiles.

El flujo de información dentro de ASPEN PLUS comienza con la introducción por parte del usuario de un archivo ASCII o por medio del sistema gráfico, en donde se encuentra toda la información para realizar la simulación. La información generada entra a un preprocesador el cuál interpreta la información en el archivo y detecta los errores en caso de que se presenten, de no detectarse errores la simulación puede proceder.

El preprocesador genera un programa en Fortran en base a la información del usuario para después compilarlo. ASPEN PLUS también permite al usuario introducir sus rutinas en Fortran en caso necesario, teniendo acceso a variables internas de las corrientes generadas por el simulador, por lo que se pueden aplicar modelos propios para casos muy específicos.

Una vez que el programa ha sido compilado, el simulador crea una secuencia de cálculo, relaciona los módulos de operaciones unitarias, genera las interconexiones entre las operaciones, extrae información de bancos de datos, etc., generando así toda la metodología para la simulación por medio de un programa monitor.

Ya creada la metodología, se lleva a cabo la simulación y al finalizar éste proceso se genera un reporte. El reporte contiene los resultados de la simulación, en los cuáles no sólo se incluye el cálculo de los diferentes equipos, corrientes y bloques de convergencia, sino también los errores durante la simulación. La Figura 4.1 muestra el flujo de información que se efectúa en el simulador ASPEN PLUS.

Figura 4.1 Flujo de información en el simulador ASPEN PLUS.

4.2.1 BANCOS DE DATOS

ASPEN PLUS posee 6 bancos de datos para el cálculo de propiedades para compuestos, los cuales disponen de todos los parámetros necesarios para cada modelo termodinámico y de transporte, como son presión y temperaturas críticas, constantes de Antoine, parámetros de UNIFAC, etc. En el caso de faltar algún parámetro o que se disponga de mejores valores, éstos pueden ser introducidos en la simulación. Los bancos de datos son los siguientes:

- 1) ASPENPCD: Es el banco principal, el cuál es llamado por default en todas las simulaciones. Contiene 472 componentes puros.
- 2) DIPPRCD : Es un banco licenciado Aspen Tech por "The National Bureau of Standards" y desarrollado por el Instituto Americano de Ingenieros Quimicos (AICHE). Contiene 766 componentes puros.
- 3) COMBUST : Es un banco especial para el cálculo de propiedades de gases a altas temperaturas. Contiene 59 compuestos que se encuentran típicamente en los gases de combustión.
- 4) BINARY : Cuenta con las constantes de Henry para 49 compuestos en solución acuosa.
- 5) AQUEOUS : Contiene los parámetros para el cálculo de propiedades en caso de tener especies iónicas y moleculares en solución acuosa, tiene 262 componentes.
- 6) SOLIDS : Es el banco de datos para compuestos sólidos, el cuál contiene 121 componentes puros.

4.2.2 ALGORITMOS DE CONVERGENCIA

El simulador ASPEN PLUS dispone de rutinas para detectar los ciclos de recirculación (método desarrollado por Sargent y Westerberg, 1964), determinar las corrientes de corte (método de Motard y Westerberg, 1978), generar bloques de convergencia y definir la secuencia de cálculo.

Las secuencias de cálculo para las corrientes de corte se generan automáticamente o se pueden proporcionar por el usuario. Para la convergencia se aplican diversos tipos de métodos de convergencia, entre los cuáles se encuentran: Sustitución directa, Wegstein, Broyden y Newton.

Se tiene acceso a los parámetros de convergencia cómo son los factores de aceleración, tolerancia, número máximo de iteraciones, etc. Dando más versatilidad a los métodos de convergencia para la solución de sistemas muy complejos, de difícil o muy lenta convergencia.

Generalmente se usa el método de Wegstein, pero es preferible el método de Broyden si se tienen corrientes de corte altamente dependientes unas de otras junto con especificaciones de diseño.

En el caso de que se tengan problemas con alguno de estos dos métodos se puede utilizar la Sustitución directa, la cual garantiza llegar a la convergencia, pero necesita un número elevado de iteraciones.

El otro método es el de Newton, el cuál puede usarse en el caso de tener problemas con el de Broyden. El inconveniente de éste método es que es sólo recomendable cuando el número de componentes por corriente sea pequeño.

Para el caso de tener especificaciones de diseño, los métodos de convergencia son el de la Secante para una sola especificación y el de Broyden para dos o más especificaciones.

Para la solución de problemas de optimización, ASPEN PLUS dispone de dos métodos, Complex y SQP (Programación Cuadrática Sucesiva). El primero es un método de búsqueda directa, por lo cuál no calcula derivadas numéricas y es recomendable para problemas simples sin ciclos de recirculación de diseño. El método SQP, puede resolver corrientes de corte y optimizar al mismo tiempo, pero es recomendable que primero solucione las corrientes de corte y después realice la optimización.

También se puede cambiar el método de convergencia dentro de modelos de operaciones unitarias, ésto es particularmente útil en el caso de las torres de destilación, en caso de tener problemas en su convergencia, es decir se puede utilizar el método de Newton, Broyden o Wegstein.

4.2.3 MODELOS PARA LA SIMULACION DE EQUIPOS DE PROCESO

ASPEN PLUS dispone de una gran cantidad de modelos para la simulación de operaciones unitarias en plantas de proceso. Estos modelos permiten el uso de corrientes en diferentes estados físicos, así como la entrada de corrientes de calor y de trabajo.

Para la entrada de información de cada modelo se requiere básicamente: El nombre reservado por ASPEN PLUS para el modelo, el nombre dado por el usuario y los parámetros del modelo. Los parámetros del modelo son aquellos necesarios para cumplir con los grados de libertad del modelo, el simulador tiene recomendaciones en caso de duda.

Los modelos presentan la característica de no tener limitaciones de tipo dimensional, ya que pueden manejar cualquier cantidad de corrientes, componentes, número de etapas, reacciones, etc. además se tienen diferentes modelos con diferentes grados de complejidad, según sea la necesidad del análisis.

En caso de no encontrar un modelo satisfactorio para el usuario se puede realizar una rutina en Fortran para crear un modelo de una operación unitaria especial, interaccionando con las corrientes generadas por el simulador. La Tabla 4.1 muestra los principales modelos para operaciones unitarias que se han utilizado en el presente trabajo.

Tabla 4.1 Modelos utilizados para la simulación de operaciones unitarias del proceso de separación de propano - propileno.

MEZCLADORES Y SEPARADORES	
MIXER	Mezclador de corrientes
FSPLIT	Divisor de corrientes
SEP	Separador
SEP2	Separador con dos fases
CAMBIADORES DE CALOR	
HEATER	Enfriador o calentador
HEATX	Intercambiador de calor
MHETAX	Cambiador para multicorrientes
DESTILACION RIGUOSA	
RADFRAC	Columnas de destilación
MULTIFRAC	Columnas complejas
BOMBAS Y COMPRESORES	
PUMP	Bomba / turbina hidráulica
COMPR	compresor / turbina
MCOMPR	Compresor / turbina multietapas

4.2.4 MODELOS PARA EL CALCULO DE PROPIEDADES

Una de las grandes ventajas de ASPEN PLUS es el manejo y la gran cantidad de modelos para el cálculo de propiedades termodinámicas y de transporte. La confianza en los resultados de una simulación dependen en buena medida de la cercanía de estos a la realidad, pues de ello se deriva el dimensionamiento y costos de los equipos de un proceso.

ASPEN PLUS cuenta para ello con 44 modelos que brindan resultados en todo rango cercanos a la realidad, así las propiedades típicas que usa en la simulación como son: Coeficientes de fugacidad, entalpías, densidades, entropías y energías libres, etc., pueden ser consideradas como efectivas.

Las propiedades de transporte sólo son calculadas si el usuario lo solicita. La Tabla 4.2 muestra los principales modelos termodinámicos con que cuenta el simulador.

Tabla 4.2 Modelos termodinámicos del simulador de procesos ASPEN PLUS

IDEAL/LEY DE RAOULT	
SYSOP0	
ESTADOS CORRESPONDIENTES	
SYSOP1 Chao-Seader	
SYSOP2 Grayson-Streed	
ECUACIONES DE ESTADO	
SYSOP3	Redlich-Kwong-Soave
SYSOP4	Peng-Robinson
SYSOP5	BWR-Lee-Starling
SYSOP6	Redlich-Kwong-ASPEN
SYSOP14	Esferas rígidas perturbadas
SYSOP17	Lee-Kesler-Plöckler
SYSOP18	Redlich-Kwong-UNIFAC

Tabla 4.2 (Continuación)

COEFICIENTES DE ACTIVIDAD UNIFAC	
SYSOP7	UNIFAC-Redlich-Kwong
SYSOP7A	UNIFAC-Redlich-Kwong/Ley de Henry
SYSOP7B	UNIFAC-Nothnagel
SYSOP7C	UNIFAC-Nothnagel/Ley de Henry
SYSOP7D	UNIFAC/Hayden-O'connell
SYSOP7E	UNIFAC/Hayden-O'connell/Ley de Henry
SYSOP7L	UNIFAC (liquido-liquido)/redlich-kwong
COEFICIENTES DE ACTIVIDAD WILSON	
SYSOP8	Wilson/Redlich-Kwong
SYSOP8A	Wilson/Redlich-Kwong/Ley de Henry
SYSOP8B	Wilson/Nothnagel
SYSOP8C	Wilson/Nothnagel/Ley de Henry
SYSOP8D	Wilson/Hayden-O'connell
SYSOP8E	Wilson/Hayden-O'connell/Ley de Henry
COEFICIENTES DE ACTIVIDAD VAN LAAR	
SYSOP9	Van Laar/Redlich-Kwong
SYSOP9A	Van Laar /Redlich-Kwong/Ley de Henry
SYSOP9B	Van Laar/Nothnagel
SYSOP9C	Van Laar/Nothnagel/Ley de Henry
SYSOP9D	Van Laar/Hayden-O'connell
SYSOP9E	Van Laar/Hayden-O'connell/Ley de Henry
COEFICIENTES DE ACTIVIDAD RENON (NRTL)	
SYSOP10	Renon (NRTL) /Redlich-Kwong
SYSOP10A	Renon (NRTL) /Redlich-Kwong/Ley de Henry
SYSOP10B	Renon (NRTL) /Nothnagel
SYSOP10C	Renon (NRTL) /Nothnagel/Ley de Henry
SYSOP10D	Renon (NRTL) /Hayden-O'connell
SYSOP10E	Renon (NRTL) /Hayden-O'connell/Ley de Henry
COEFICIENTES DE ACTIVIDAD UNIQUAC	
SYSOP11	UNIQUAC/Redlich-Kwong
SYSOP11A	UNIQUAC/Redlich-Kwong/Ley de Henry
SYSOP11B	UNIQUAC /Nothnagel
SYSOP11C	UNIQUAC /Nothnagel/Ley de Henry
SYSOP11D	UNIQUAC /Hayden-O'connell
SYSOP11E	UNIQUAC /Hayden-O'connell/Ley de Henry
MODELOS ESPECIALES	
SYSOP12	Tablas de vapor ASME
AMINES	Kent-Eisenberg
APISOUR	Metodo API para agua amarga

C A P I T U L O 5

SIMULACION DE LA PLANTA FRACCIONADORA DE PROPANO - PROPILENO

5

SIMULACION DE LA PLANTA FRACCIONADORA DE PROPANO - PROPILENO

En la simulación del proceso de fraccionamiento de la mezcla de propano - propileno es preciso especificar un número suficiente de variables de diseño tales como las condiciones de presión, temperatura, número de platos, relaciones de reflujo, etc., de la torre fraccionadora.

Para la ejecución de las simulaciones de proceso que se dan a continuación se partió del caso base, es decir, del proceso de obtención del propileno que desarrolló el consorcio Bufete Industrial S. A .

El objetivo que se busca es encontrar las condiciones bajo las cuáles el parámetro Rendimiento - Pureza (en base al propileno) sea el mejor, lo que implica por sí sólo que los servicios de agua de enfriamiento, vapor de calentamiento y electricidad sean mínimos, comparados con los valores que marca el diseño. Con ello logramos en primer termino la obtención de las especificaciones del producto deseado y en segundo el abatimiento de los costos de operación

Por ello es que se efectúan diversas corridas del simulador variando las condiciones operativas del proceso, previo a ello es necesario presentar las bases sobre las que se desarrollaron las corridas del simulador.

5.1 PASOS A SEGUIR EN UNA SIMULACION

La información que se requiere para el desarrollo de una simulación de procesos es contenida en los siguientes puntos:

- Definición del problema.
- Selección de unidades y de componentes.
- Elección de los modelos termodinámicos.
- Especificación de la topología del proceso.
- Determinación de las corrientes de corte y secuencia de cálculo.

- Elección del modelo a utilizar para cada operación unitaria.
- Especificación de los parámetros de cada modelo.
- Selección de los métodos de convergencia para las corrientes de corte

Dependiendo de la información disponible y el grado de análisis que se requiera, se desarrollan diferentes grados de profundidad en una simulación. Por lo que siempre es recomendable empezar con modelos simples y a medida que se van detectando las dificultades, encontrar los medios para salvarlas, para luego ir complicando el sistema.

A menudo el instinto inicial es el de utilizar el modelo más riguroso, pero por causas tales como malos estimados iniciales, modelos termodinámicos que no representan correctamente el sistema, mala elección de los parámetros para un modelo, etc., no se puede llegar a una convergencia del sistema en general o de modelos principalmente en torres de destilación. Todo esto depende del entrenamiento del usuario y los conocimientos que se dispongan del proceso.

5.1.1 DEFINICION DEL PROBLEMA

Actualmente las torres fraccionadoras de propano - propileno de las plantas de Cracking Catalítico Fluidizado FCC de las refineries del sistema se encuentran operando con bajos rendimientos del producto principal, propileno, y a la vez con problemas en la obtención de la pureza del mismo. Lo anterior ha llevado a operar las torres fraccionadoras bajo condiciones, que si bien, reeditúan en propileno de alta pureza por un lado, por otro presentan rendimientos menores a los que especifica el diseño.

El hecho de que no se alcancen las especificaciones del producto no es debido a fallas en el diseño de equipo, sino a las exigencias del mercado, ya que el sector que demanda éste, está exigiendo niveles de pureza del propileno mínimos del 99.0% mol. Así el problema al cuál se enfrenta la empresa es el de mejorar el proceso de separación, teniendo como objetivo principal obtener el parámetro rendimiento - pureza tal que satisfaga las especificaciones del producto y al mismo tiempo abata los costos de operación del proceso, lo que reedituará en mayores rendimientos económicos del mismo.

5.1.2 SELECCIÓN DE UNIDADES Y COMPONENTES

Las unidades seleccionadas fueron las del sistema internacional (m, k, s), esto se realizó por comodidad para el caso de las comparaciones de resultados de la simulación contra los datos de diseño. Aunque el simulador ASPEN PLUS tiene la opción de suministrar datos y reportar resultados en cualquier otro tipo de unidades.

En cuanto a la selección de componentes se tiene que para poder realizar la simulación, es necesario especificar todos los compuestos que se encuentran tomando parte en el proceso. En nuestro caso se tiene una mezcla constituida por propano y propileno en su mayor parte, cuya composición se dará posteriormente.

5.1.3 ELECCION DE MODELOS TERMODINAMICOS

Para el cálculo de todas las propiedades de la torre fraccionadora de propano - propileno 16-E se utilizó la ecuación de Peng-Robinson (SYSOP4) con sus respectivos parámetros binarios, ya que no se presentan en este proceso fracciones del petróleo ni componentes pesados.

5.1.4 ESPECIFICACION DE LA TOPOLOGIA DEL PROCESO

Uno de los primeros trabajos que se realizaron en la simulación es el paso de la secuencia del diagrama de proceso a una matriz de simulación. Esta matriz consta de bloques que representan las operaciones unitarias del proceso mismo. No necesariamente todos los equipos del diagrama de proceso son equivalentes a un bloque de simulación, como lo es el caso de los separadores y mezcladores, los cuales deben ser simulados como equipos.

Además los simuladores cuentan con equipos integrados, como lo es el caso de las torres de destilación. Los modelos de torres de destilación pueden hacer el cálculo integrado de rehervidor y condensador en un sólo bloque, la ventaja de ésto es que la convergencia del modelo es sumamente rápida y no necesita corrientes de corte, que en caso de una torre de destilación con rehervidor y condensador serían dos corrientes

Una vez identificados y definidos los bloques a utilizar se procede a la numeración de corrientes. Las corrientes que se numeran son todas las que entran y salen de los equipos, esto marca una diferencia entre la numeración de los diagramas de proceso y los de simulación, ya que en los de proceso sólo se numeran las corrientes en las cuáles se tiene un cambio de composición.

5.1.5 DETERMINACION DE LAS CORRIENTES DE CORTE Y SECUENCIA DE CALCULO

En el caso de tener ciclos de recirculación, se deben de dar corrientes de corte para poder converger el proceso. Las corrientes pueden ser suministradas por el usuario o ser seleccionadas automáticamente por el simulador. En la mayoría de los casos es mejor que el usuario dé las corrientes de corte, ya que al tener conocimiento del proceso puede escoger las corrientes donde se tenga mejor información. De otra manera el simulador encontrará el mínimo de las corrientes en base a procedimientos matemáticos. Las corrientes de corte que se seleccionaron para la simulación fueron las siguientes:

D57C1 salida del domo de la torre fraccionadora 16-E.

B16E salida fondos de la torre fraccionadora 16-E.

En cuanto a la secuencia de cálculo usada ésta fué:

FRAC16-E << 57-C1 << 53-F 62-J DIVD16E DIVB16E << 58-C << 16-E <<
FRAC16-E BROYDEN<<

5.1.6 ELECCION DEL MODELO A UTILIZAR PARA CADA OPERACION UNITARIA

Para especificar el modelo adecuado para un determinado equipo, se tiene que tener en cuenta los modelos disponibles y la profundidad del análisis que se requiere. Sin embargo, existen algunos equipos los cuáles por su simplicidad, pueden ser simulados con un sólo modelo, como el caso de un FLASH (FLASH2 o FLASH3 en caso de tener dos o tres fases), una bomba (PUMP) o un intercambiador de calor contra servicio (HEATER).

En el caso de las columnas de destilación se disponen de varios modelos, para ésto se usa generalmente una torre sin el cálculo del condensador y el rehervidor. El cálculo del rehervidor y el condensador se hacen como equipos independientes con modelos como HEATER, si el calor es provisto por los servicios o por HEATX si dispone de calor por medio de otra corriente de proceso. Otra posibilidad es cuando se tienen columnas de destilación, éstas se pueden simular por modelos de RADFRAC o MULTIFRAC.

5.1.7 ESPECIFICACION DE LOS PARAMETROS PARA CADA MODELO

Los parámetros que se deben definir para cada modelo son determinados por los grados de libertad, por ejemplo en el caso de un flash a dos fases, se requieren dar dos de los siguientes parámetros en cualquier combinación: temperatura, presión y fracción de vapor.

En general para los intercambiadores de calor con servicio externo se especifica la presión de salida o la caída de presión en el equipo y la temperatura de salida. En el caso de un rehervidor o un condensador de una torre de destilación como equipos externos, es más estable en el momento de la convergencia usar la carga térmica del intercambiador o la fracción de vapor según sea el caso. Si se tiene un intercambiador de calor entre dos corrientes de proceso, se dan las presiones o caídas de presión para las dos corrientes y la temperatura de salida de una de ellas. Aunque también se puede utilizar la carga térmica si se tienen datos confiables al respecto.

Para bombas y compresores sólo se especifica la presión de salida, aunque en caso necesario se pueden cambiar las eficiencias tanto mecánica como politrópica. En el caso de mezcladores se puede dar la presión de salida si se desea, pero se considera que la caída de presión es despreciable, por lo que raras veces se da éste dato. En el caso de separadores de corrientes se da el flujo para $n-1$ de las corrientes de salida, también se puede dar la caída de presión si se necesita.

Las torres de destilación requieren un análisis más profundo para la determinación de los parámetros que se deben especificar. Sin embargo, si se calcula sin el rehervidor ni condensador, la única especificación para el modelo RADFRAC es la carga térmica en el primer y último plato a cero flujo total de vapor en la salida del primer plato. Además se tiene que dar la presión en el primer y último plato.

5.1.8 SELECCION DE LOS METODOS DE CONVERGENCIA

El método de convergencia debe estar de acuerdo con el número de corrientes de corte que se resuelvan simultáneamente, la calidad de los estimados iniciales y la interdependencia entre las corrientes actuantes.

Para la simulación se utilizó el método de Broyden dado que varias corrientes tienen dependencia entre sí, y dado que Broyden maneja una matriz en la cual se engloban todas las corrientes de corte, se obtiene una convergencia más rápida del sistema. Así el método de Broyden es recomendable, sobre todo por la velocidad de convergencia, aunque en caso de tener muy malos estimados iniciales puede causar inestabilidades, pero es recomendable en la mayoría de los casos.

5.1 ESTADISTICAS OPERACIONALES DE LA TORRE FRACCIONADORA DE PROPANO - PROPILENO 16-E

Es necesario dar a conocer las estadísticas que se tienen de la torre fraccionadora 16-E, ya que éstas servirán como patrón de referencia para los resultados que se obtengan en la simulación del proceso.

Se inicia ésta retrospectiva dando a conocer en primer lugar las condiciones de diseño, citadas en la Tabla 5.1. El parámetro significativo, y que será determinante mejorar es el de Rendimiento - Pureza (en base al propileno).

Tabla 5.1 Condiciones de operación de diseño de la torre fraccionadora de propano - propileno 16-E.

CARGA : 4000 B/D

COMPOSICION % Mol													
CARGA						DOMO				FONDO			
CSH6	CSH8	CSH6	NC4	IC4	CSH8	CSH6	CSH8	CSH6	CSH8	NC4	IC4	CSH8	
0.29	32.2	60.4	0.017	0.80	0.20	0.40	4.70	94.81	86.90	9.90	0.03	2.40	0.67

T _{CARGA}	T _{FONDO}	T _{DOMO}	P _{FONDO}	P _{DOMO}	RENDIMIENTO	PUREZA
°C	°C	°C	kg/cm ² man.	kg/cm ² man.	% Mol	% Mol
44.0	62.0	51.0	20.76	20.09	97.38	94.80

Ahora se darán las condiciones de operación promedio bajo las cuales se está operando actualmente el proceso, mostradas en la Tabla 5.2.

Tabla 5.2 Condiciones de operación promedio de la torre fraccionadora de propano - propileno 16-E.

CARGA DE ALIMENTACION (B/D)	3300
TEMPERATURA DE CARGA (°C)	41.3
TEMPERATURA DE FONDO (°C)	57.0
TEMPERATURA DE DOMO (°C)	47.0
PRESION (kg / cm ² man.)	20.55
COMPOSICIÓN PROMEDIODE LA CARGA DE ALIMENTACION (% Mol)	C3H8 = 25.06 C3H6 = 74.94

Analizando las condiciones de operación promedio de la torre en base a las condiciones especificadas por diseño, se observa que:

- 1) La presión de operación de la torre se mantiene prácticamente en el mismo valor que marca el diseño, siendo la variación del orden de 1.01%.
- 2) La temperatura de operación promedio de la carga está entrando con una diferencia de 2.7 °C más fría que lo que marca el diseño.
- 3) La temperatura de operación promedio del domo de la torre se mantiene 4.0 °C más fría.
- 4) La temperatura de operación promedio del fondo es mantenida 5 °C abajo del valor del diseño.
- 5) La composición de la carga de operación es excelente, ya que presenta valores mucho mejores que los especificados por diseño.

El hecho de operar la torre a temperaturas más bajas causa un desprendimiento menor del propano hacia la zona de domos, pero también provoca que una cantidad apreciable de propileno no logre separarse, teniendo como resultado el tener un producto de domos de excelente pureza pero de bajo rendimiento, lo cual significa pérdidas en la operación.

Analizando la estadística operacional obtenida a lo largo de 14 meses (Enero '94 - Febrero '95), el valor del rendimiento se mantiene muy por debajo de lo marcado por el diseño, como puede observarse en las Tablas 5.3. La Gráfica 5.1 muestra el comportamiento del parámetro Rendimiento - Pureza en el periodo de tiempo ya descrito, y es en ella donde se puede notar la magnitud de la caída del rendimiento del proceso.

Tabla 5.3a Estadística operacional torre de propano - propileno 16-E. Enero ' 94

DIA	COMPOSICION % mol									PRODUCCION		PROPILENO	
	CARGA			DOMO		FONDO			Kg/mol / hr		RENDIMIENTO	PUREZA	
	C3H8	C3H6	I-C4	C3H8	C3H6	C3H8	C3H6	I-C4	DOMO	FONDO	%	% mol	
1	23.4	76.6	0.0	2.3	97.7	98.4	0.4	0.2	207.02	58.24	99.67	97.7	
2	23.3	76.7	0.0	1.4	98.6	95.0	2.2	2.8	203.19	62.06	98.47	98.6	
3	26.5	73.5	0.0	3.1	96.9	98.8	0.7	0.5	200.40	64.86	99.73	96.9	
4	26.4	73.6	0.0	2.1	97.9	99.4	0.3	0.3	199.01	66.25	99.79	97.9	
5	25.4	74.5	0.1	1.8	98.2	89.7	9.7	0.6	194.04	71.22	96.42	98.2	
6	23.8	76.2	0.0	1.4	98.6	97.5	2.2	0.3	203.43	61.82	99.23	98.6	
7	27.4	72.6	0.0	3.3	96.7	99.6	0.4	0.0	198.87	66.38	99.86	96.7	
8	25.1	74.9	0.0	1.6	96.8	99.1	0.6	0.3	201.32	63.93	99.71	96.8	
9	24.4	75.6	0.0	1.1	98.9	88.5	11.1	0.4	194.54	70.71	96.07	98.9	
10	24.4	75.6	0.0	1.1	98.9	76.5	23.4	0.1	183.29	81.97	90.51	98.9	
11	25.6	74.4	0.0	2.9	97.1	99.8	0.2	0.0	203.12	62.14	99.93	97.1	
12	26.2	73.8	0.0	3.8	96.2	83.7	16.3	0.0	190.89	71.36	93.80	96.2	
13	25.4	74.6	0.0	1.5	98.5	97.1	2.8	0.1	198.94	66.32	99.02	98.5	
14	26.2	73.8	0.0	0.9	99.1	97.8	2.2	0.0	196.00	69.25	99.22	99.1	
15	25.7	74.3	0.0	1.5	98.5	99.1	0.9	0.0	199.48	65.77	99.69	98.5	
16	21.7	78.3	0.0	0.6	99.4	96.3	2.3	1.4	206.77	58.48	99.08	99.4	
17	27.4	72.6	0.0	0.9	99.1	89.8	3.0	7.2	186.19	79.07	95.94	99.1	
18	25.6	74.4	0.0	1.1	98.9	97.5	0.8	1.7	197.84	67.41	99.10	98.9	
19	27.0	73.0	0.0	0.7	99.3	73.7	19.5	6.8	169.69	95.56	88.47	99.3	
20	31.6	69.4	0.0	1.4	98.6	81.6	8.1	10.3	165.37	99.88	88.70	98.6	
21	22.6	76.7	1.0	1.9	98.1	83.8	12.6	3.7	198.21	67.04	95.57	98.1	
22	26.0	74.0	0.0	1.4	98.6	99.1	0.7	0.2	198.47	66.79	99.69	98.6	
23	26.1	73.9	0.0	1.4	98.6	99.7	0.2	0.1	198.60	66.65	99.89	98.6	
24	28.0	72.0	0.0	2.0	98.0	91.1	8.7	0.2	187.85	77.40	96.39	98.0	
25	21.5	78.4	0.1	1.4	98.6	99.5	0.3	0.2	210.91	54.35	99.99	98.6	
26	25.8	72.8	1.4	3.5	96.5	99.2	0.6	0.2	203.45	61.81	99.8	96.5	
27	28.2	71.8	0.0	4.4	95.6	99.6	0.3	0.1	198.94	66.31	99.86	95.6	
28	29.4	69.6	1.0	0.8	99.2	81.8	16.8	0.4	171.60	93.66	89.61	99.2	
29	29.4	70.6	0.0	2.2	97.8	95.2	0.0	4.8	187.68	77.58	98.01	97.8	
30	25.9	73.9	0.2	1.0	99.0	97.1	2.5	0.4	196.53	68.73	99.25	99.0	
31	25.8	74.2	0.0	1.0	99.0	89.4	10.2	0.4	190.84	74.41	95.99	99.0	

R_{FROM} = 97.24%P_{FROM} = 98.20%

Tabla 5.3b Estadística operacional torre de propano - propileno 16-E. Febrero ' 94

DIA	COMPOSICION % mol									PRODUCCION		PROPILENO	
	CARGA			DOMO		FONDO				Kgmol / hr		RENDIMIENTO	PUREZA
	C3H8	C3H6	IC4	C3H8	C3H6	C3H8	C3H6	IC4	DOMO	FONDO	%	% mol	
1	24.2	75.8	0.0	1.6	98.4	99.5	0.3	0.2	204.02	61.23	98.84	98.4	
2	29.4	70.6	0.0	0.7	99.3	97.6	2.1	0.2	186.69	78.56	98.99	99.3	
3	24.6	75.3	0.1	0.6	99.4	87.3	11.6	1.1	191.83	73.42	95.46	99.4	
4	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
5	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
6	21.9	77.7	0.4	1.0	98.9	58.6	39.6	1.8	169.01	96.25	81.09	98.9	
7	23.1	76.9	0.0	1.7	98.2	99.2	0.6	0.2	207.04	58.20	99.67	98.2	
8	21.2	78.8	0.0	1.8	98.2	88.2	7.5	4.3	205.69	59.56	96.63	98.2	
9	21.6	78.4	0.0	1.3	98.7	95.3	4.1	0.6	207.97	57.28	98.70	98.7	
10	25.2	74.7	0.3	1.6	98.4	72.6	24.8	2.6	177.09	88.17	87.94	98.4	
11	22.5	77.2	2.3	0.9	99.1	87.7	10.1	2.2	199.25	66.00	96.42	99.1	
12	26.1	73.9	0.0	3.9	96.1	99.3	0.4	0.3	203.53	61.72	99.77	96.1	
13	21.1	78.9	0.0	0.9	99.1	90.2	9.7	0.1	205.25	60.00	97.19	99.1	
14	24.0	76.0	0.0	0.7	99.3	83.6	15.3	1.1	190.70	74.55	93.93	99.3	
15	22.7	77.3	0.0	0.6	99.4	89.0	10.6	0.4	192.79	72.46	93.36	99.4	
16	20.8	79.2	0.0	0.6	99.3	81.5	18.2	0.3	199.02	66.23	94.07	99.3	
17	22.8	77.2	0.0	1.5	98.5	99.7	0.3	0.0	207.72	57.53	99.91	98.5	
18	19.5	80.5	0.0	1.0	99.0	99.3	0.7	0.0	215.33	49.92	99.83	99.0	
19	18.7	81.3	0.0	0.6	99.4	65.8	34.2	0.0	191.62	73.63	88.32	99.4	
20	20.5	79.5	0.0	0.5	99.5	84.4	15.6	0.0	202.03	63.23	95.32	99.5	
21	20.2	79.7	0.3	0.6	99.4	89.2	10.7	0.3	206.58	58.68	97.12	99.4	
22	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
23	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
24	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
25	23.5	76.5	0.0	0.7	99.2	98.5	1.4	0.1	203.23	62.03	99.34	99.2	
26	21.9	78.1	0.0	2.0	98.0	97.1	2.5	0.3	209.75	55.50	99.22	98.0	
27	23.9	76.1	0.0	0.7	99.2	79.8	19.2	1.0	187.46	77.80	92.12	99.2	
28	25.2	74.6	0.2	4.1	95.8	60.7	38.8	0.5	166.37	98.88	80.54	95.8	

R_{PROD.} = 94.99% P_{PROD.} = 98.68%

Tabla 5.3c Estadística operacional torre de propano - propileno 16-E. Marzo '94

DIA	COMPOSICION % mol								PRODUCCION		PROPILENO	
	CARGA			DOMO		FONDO			Kg/mol / hr		RENDIMIENTO	PUREZA
	C3H8	C3H6	I-C4	C3H8	C3H6	C3H8	C3H6	I-C4	DOMO	FONDO	%	% mol
1	22.7	76.9	1.0	3.8	96.2	72.1	27.5	0.4	194.18	71.07	90.40	96.2
2	20.6	79.3	0.1	0.5	99.4	84.4	15.5	0.1	201.71	63.54	95.29	99.4
3	21.3	78.7	0.0	0.9	99.1	54.2	45.8	0.0	163.73	101.52	77.72	99.1
4	23.1	76.9	0.0	1.0	99.0	98.8	0.7	0.5	205.31	59.94	99.64	99.0
5	21.4	78.6	0.0	0.8	99.2	96.6	3.3	0.1	208.22	57.03	99.06	99.2
6	22.5	77.5	0.0	1.1	98.9	99.3	0.6	0.1	207.45	57.80	99.80	98.9
7	22.0	78.0	0.0	1.3	98.6	96.9	3.0	0.1	207.82	57.43	99.13	98.6
8	21.8	78.2	0.0	0.8	99.2	99.1	0.7	0.2	208.59	56.66	99.75	99.2
9	23.1	76.9	0.0	0.9	99.1	97.7	2.2	0.1	204.42	60.83	99.31	99.1
10	22.0	78.0	0.0	0.5	99.5	87.4	10.3	2.3	196.88	68.37	95.78	99.5
11	21.1	78.9	0.0	1.0	99.0	98.4	1.4	0.2	210.52	54.74	99.50	99.0
12	23.1	76.8	0.1	0.5	99.5	72.7	27.3	0.3	182.22	83.03	88.88	99.5
13	23.6	75.3	1.1	0.6	99.4	84.9	15.1	0.0	203.50	61.75	99.81	99.4
14	21.8	78.2	0.0	0.7	99.3	97.5	2.5	0.0	207.44	57.82	99.30	99.3
15	23.9	76.1	0.0	1.0	99.0	89.7	10.3	0.0	196.77	68.48	96.50	99.0
16	23.9	76.1	0.0	0.9	99.1	84.5	15.4	0.1	192.28	72.97	94.39	99.1
17	24.1	75.8	0.1	1.2	98.8	85.3	14.4	0.3	193.03	72.23	94.72	98.8
18	24.0	76.0	0.0	2.6	97.4	81.3	18.6	0.1	193.13	72.12	93.30	97.4
19	23.7	76.3	0.0	1.5	98.5	77.2	22.7	0.1	187.47	77.79	91.23	98.5
20	26.7	73.3	0.0	1.2	98.8	77.1	22.8	0.1	176.14	89.11	89.50	98.8
21	23.5	76.5	0.0	1.8	98.2	99.7	0.2	0.1	206.46	58.79	99.91	98.2
22	22.3	77.7	0.0	1.6	98.4	87.2	12.5	0.3	201.11	64.14	96.01	98.4
23	23.8	76.2	0.0	2.0	98.0	99.5	0.4	0.1	205.95	59.30	94.85	98.0
24	24.2	75.8	0.0	1.6	98.4	85.2	14.4	0.4	193.55	71.71	94.71	98.4
25	23.2	76.8	0.0	1.0	99.0	85.6	14.0	0.4	195.65	69.60	95.07	99.0
26	25.6	74.4	0.0	0.6	99.4	82.2	17.6	0.2	183.99	81.26	92.67	99.4
27	27.1	70.8	2.1	0.8	99.1	82.0	15.3	2.7	179.34	85.91	92.00	99.1
28	26.0	74.0	0.0	1.3	98.7	74.9	18.7	6.4	172.27	72.98	87.93	98.7
29	23.7	72.9	4.4	0.9	98.1	66.1	25.4	8.5	172.50	72.75	84.46	98.1
30	24.8	73.8	1.1	1.6	98.4	69.1	24.0	6.9	174.08	91.17	85.87	98.4
31	21.5	75.2	2.3	0.7	99.3	54.7	30.3	15.0	163.08	102.17	77.77	99.3

R_{PROPIL} = 93.85% P_{PROPIL} = 98.81%

Tabla 5.3d Estadística operacional torre de propano - propileno 16-E. Abril ' 94

DIA	COMPOSICION % mol									PRODUCCION		PROPILENO	
	CARGA			DOMO			FONDO			Kgmol / hr		RENDIMIENTO	PUREZA
	C3H8	C3H6	I-C4	C3H8	C3H6	C3H8	C3H6	I-C4	DOMO	FONDO	%	% mol	
1	22.8	77.2	0.0	1.9	98.1	99.3	0.7	0.0	208.34	56.91	99.80	98.1	
2	23.5	76.5	0.0	1.2	98.8	77.3	22.7	0.0	202.14	63.11	98.32	98.8	
3	25.2	74.8	0.0	1.3	98.7	94.6	5.4	0.0	197.31	67.94	98.15	98.7	
4	25.9	74.1	0.0	1.5	98.5	95.5	4.5	0.0	196.40	68.85	98.42	98.5	
5	24.1	75.9	0.0	2.2	97.7	98.4	1.6	0.0	204.87	60.38	99.52	97.7	
6	25.6	74.4	0.0	1.1	98.9	91.1	8.9	0.0	193.05	72.21	96.74	98.9	
7	23.2	76.8	0.0	1.8	98.1	98.9	1.1	0.0	206.79	58.46	99.68	98.1	
8	22.5	77.5	0.0	1.1	98.9	82.7	17.3	0.0	195.69	69.56	94.14	98.9	
9	24.5	75.5	0.0	2.0	97.9	98.5	1.5	0.0	203.41	61.84	99.53	97.9	
10	27.5	72.5	0.0	4.2	95.7	99.4	0.6	0.0	200.34	64.92	99.79	95.7	
11	28.6	71.4	0.0	1.1	98.7	98.9	1.1	0.0	190.67	74.58	99.56	98.7	
12	23.5	76.5	0.0	0.5	99.5	82.7	17.3	0.0	191.03	74.22	93.67	99.5	
13	25.1	74.9	0.0	1.0	98.9	51.2	48.8	0.0	137.91	127.34	68.72	98.9	
14	27.1	72.9	0.0	2.2	97.7	99.8	0.2	0.0	197.58	67.67	99.93	97.7	
15	24.7	75.3	0.0	1.5	98.4	84.5	15.5	0.0	191.11	74.14	94.24	98.4	
16	27.8	72.2	0.0	1.4	98.5	83.9	16.1	0.0	180.37	84.88	92.86	98.5	
17	25.0	75.0	0.0	1.1	98.8	77.8	22.2	0.0	182.60	82.65	90.77	98.8	
18	24.4	75.6	0.0	1.9	99.1	99.4	0.6	0.0	201.97	63.97	99.81	99.1	
19	22.2	77.8	0.0	0.7	99.2	99.4	0.6	0.0	207.47	57.78	99.83	99.2	
20	24.0	76.0	0.0	0.5	99.5	86.1	13.9	0.0	192.43	72.43	94.97	99.5	
21	29.3	70.0	0.7	2.1	97.8	96.9	0.0	3.1	189.15	76.10	98.74	97.8	
22	25.6	72.8	1.6	2.1	97.8	75.0	14.7	10.3	179.75	85.50	89.16	97.8	
23	25.3	74.6	0.1	2.0	97.9	77.7	19.6	3.0	183.61	81.64	90.81	97.9	
24	26.6	73.3	0.1	4.9	95.0	67.8	30.8	1.4	173.74	91.51	84.86	95.0	
25	26.6	73.6	0.0	7.4	92.5	73.6	26.0	0.4	190.73	74.52	89.97	92.5	
26	1.9	98.1	0.0	1.2	98.8	73.6	26.4	0.0	262.69	2.54	99.73	98.8	
27	29.4	70.4	0.2	2.0	98.0	98.7	1.1	0.2	190.09	75.16	99.47	98.0	
28	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
29	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
30	29.3	70.7	0.0	1.2	98.8	76.8	23.2	0.0	159.65	105.61	86.55	98.8	

R_{PROD.} = 94.92%R_{PROD.} = 98.13

Tabla 5.3e Estadística operacional torre de propano - propileno 16-E, Mayo '94

DIA	COMPOSICION % mol									PRODUCCION		PROPILENO	
	CARGA			DOMO			FONDO			Kmol / hr		RENDIMIENTO	PUREZA
	C3H8	C3H6	IC4	C3H8	C3H6	C3H8	C3H6	IC4	DOMO	FONDO	%	% mol	
1	19.4	80.6	0.0	2.1	97.9	82.4	17.6	0.0	208.11	57.14	95.29	97.9	
2	25.0	75.0	0.0	3.1	96.9	83.8	16.2	0.0	193.27	71.98	94.13	96.9	
3	24.7	75.3	0.0	2.5	97.5	85.4	14.6	0.0	194.22	71.03	94.80	97.5	
4	26.5	73.5	0.0	2.0	98.0	88.3	11.7	0.0	189.95	75.30	95.48	98.0	
5	26.0	74.0	0.0	2.5	97.5	89.7	10.3	0.0	193.77	71.46	96.24	97.5	
6	22.1	77.9	0.0	0.8	99.2	85.8	14.2	0.0	198.78	66.47	95.43	99.2	
7	23.5	76.5	0.0	0.7	99.3	87.1	12.9	0.0	195.26	69.99	95.50	99.3	
8	25.1	74.9	0.0	1.7	98.3	85.2	14.8	0.0	190.92	74.33	94.44	98.3	
9	24.8	75.2	0.0	1.9	98.1	98.4	1.6	0.0	202.31	62.95	99.49	98.1	
10	26.8	73.2	0.0	2.2	97.8	70.3	29.7	0.0	169.43	95.82	85.34	97.8	
11	26.5	73.5	0.0	2.1	97.9	86.1	13.9	0.0	188.21	77.05	94.50	97.9	
12	22.3	77.7	0.0	2.2	97.8	99.7	0.3	0.0	210.57	54.68	99.92	97.8	
13	25.2	74.8	0.0	1.4	99.6	97.0	3.0	0.0	199.22	66.03	99.00	99.6	
14	25.0	75.0	0.0	0.9	99.1	84.4	15.6	0.0	188.70	76.56	93.99	99.1	
15	26.0	74.0	0.0	1.6	98.4	95.3	4.7	0.0	196.18	69.07	98.34	98.4	
16	27.8	72.2	0.0	1.8	98.2	99.9	0.1	0.0	194.95	70.30	99.96	98.2	
17	27.1	72.9	0.0	1.0	99.0	96.7	3.3	0.0	192.91	72.34	98.76	99.0	
18	26.6	73.4	0.0	1.9	98.1	84.5	15.5	0.0	185.93	79.32	93.68	98.1	
19	26.2	73.8	0.0	0.6	99.4	63.3	36.7	0.0	156.95	108.30	79.69	99.4	
20	27.8	72.2	0.0	0.5	99.5	82.2	17.8	0.0	176.62	88.63	91.76	99.5	
21	25.8	74.2	0.0	2.9	97.1	99.9	0.1	0.0	202.63	62.62	99.96	97.1	
22	20.2	79.8	0.0	2.1	97.9	91.5	1.5	0.0	215.45	49.80	99.64	97.9	
23	27.0	73.0	0.0	1.4	98.6	98.7	1.3	0.0	195.46	69.79	99.53	98.6	
24	28.2	71.8	0.0	1.2	98.8	96.3	3.7	0.0	189.95	75.31	98.53	98.8	
25	29.4	70.6	0.0	1.3	98.7	99.8	0.2	0.0	189.58	75.67	99.91	98.7	
26	27.2	72.8	0.0	1.3	98.7	89.3	10.7	0.0	187.18	78.07	95.67	98.7	
27	30.3	69.7	0.0	2.1	97.9	83.4	16.6	0.0	173.25	92.00	91.73	97.9	
28	29.3	70.7	0.0	1.9	98.1	99.9	0.1	0.0	191.09	74.16	99.96	98.1	
29	32.1	67.9	0.0	1.1	98.9	84.5	15.5	0.0	166.66	98.59	91.51	98.9	
30	27.6	72.4	0.0	2.0	98.0	87.2	12.8	0.0	185.55	79.70	94.68	98.0	
31	27.1	72.9	0.0	1.6	98.4	86.5	13.5	0.0	185.58	79.67	94.43	98.4	

R_{prom.} = 95.52% P_{prom.} = 98.31%

Tabla 5.3f Estadística operacional torre de propano - propileno 16-E . Junio '94

DIA	COMPOSICION % mol									PRODUCCION		PROPILENO	
	CARGA			DOMO		FONDO			Kg/mol / hr		RENDIMIENTO	PUREZA	
	C3HR	C3HG	I-C4	C3HR	C3HG	C3HR	C3HG	I-C4	DOMO	FONDO	%	% mol	
1	29.1	70.9	0.0	2.2	97.8	82.8	17.2	0.0	176.73	88.52	91.90	97.8	
2	35.0	65.0	0.0	1.8	98.2	84.1	15.9	0.0	158.25	107.00	90.13	98.2	
3	28.6	71.4	0.0	2.0	98.0	83.1	16.9	0.0	178.25	87.00	92.23	98.0	
4	29.6	70.4	0.0	2.9	97.1	75.5	24.5	0.0	167.70	97.55	87.20	97.1	
5	28.5	71.5	0.0	3.3	96.7	94.7	5.3	0.0	192.12	73.13	97.95	96.7	
6	31.9	68.1	0.0	2.0	98.0	82.5	17.6	0.0	166.73	98.52	90.45	98.0	
7	33.4	66.6	0.0	1.8	98.2	80.7	19.3	0.0	159.02	106.23	88.39	98.2	
8	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
9	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
10	33.8	66.2	0.0	3.9	94.1	62.3	37.7	0.0	134.04	131.2	71.82	94.1	
11	23.1	76.9	0.0	1.4	98.6	46.5	53.5	0.0	137.63	127.63	66.52	98.6	
12	29.4	70.6	0.0	1.2	98.8	60.7	39.3	0.0	139.54	125.72	73.61	98.8	
13	44.2	55.8	0.0	1.2	98.8	57.9	42.1	0.0	64.09	201.16	42.78	98.8	
14	29.6	70.4	0.0	1.8	97.2	92.9	7.1	0.0	186.35	78.90	97.00	97.2	
15	30.5	69.5	0.0	2.3	97.7	93.3	6.7	0.0	183.05	82.20	97.01	97.7	
16	29.7	70.3	0.0	1.6	98.4	98.0	2.0	0.0	187.93	77.32	99.17	98.4	
17	24.2	75.8	0.0	2.8	97.2	97.6	2.4	0.0	205.38	59.87	99.28	97.2	
18	30.8	69.2	0.0	4.8	95.2	96.3	3.7	0.0	189.88	75.37	98.48	95.2	
19	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
20	25.9	74.1	0.0	1.2	98.8	99.0	1.0	0.0	198.26	66.99	99.65	98.8	
21	29.6	70.4	0.0	0.6	99.4	99.2	0.8	0.0	187.24	78.01	99.66	99.4	
22	26.8	73.2	0.0	2.0	98.0	94.1	5.9	0.0	193.83	71.42	97.82	98.0	
23	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
24	35.1	64.9	0.0	4.3	95.7	99.2	0.8	0.0	179.16	86.09	99.82	95.7	
25	37.8	62.2	0.0	3.1	96.9	99.1	0.9	0.0	169.97	95.28	99.33	96.9	
26	31.6	68.4	0.0	2.3	97.7	98.5	1.5	0.0	184.46	80.79	99.55	97.7	
27	36.9	63.1	0.0	2.7	97.3	99.2	0.8	0.0	171.25	94.00	99.84	97.3	
28	27.4	72.6	0.0	6.4	93.6	99.5	0.5	0.0	205.42	59.83	83.77	93.6	
29	32.7	67.3	0.0	0.5	99.5	74.8	25.2	0.0	150.30	114.95	97.01	99.5	

R_{PROM} = 90.70%P_{PROM} = 97.65%

Tabla 5.3g Estadística operacional torre de propano - propileno 16-E Julio ' 94

DIA	COMPOSICION % mol									PRODUCCION		PROPILENO	
	CARGA			DOMO			FONDO			Kmol / hr		RENDIMIENTO	PUREZA
	C3H8	C3H6	I-C4	C3H8	C3H6	I-C4	C3H8	C3H6	I-C4	DOMO	FONDO	%	% mol
1	37.5	62.5	0.0	1.4	98.6	99.0	1.0	0.0	167.14	98.11	99.40	98.6	
2	35.2	64.1	0.0	1.9	98.1	84.9	15.1	0.0	158.83	106.42	90.65	98.1	
3	37.8	62.2	0.0	3.1	96.9	87.8	12.2	0.0	156.58	108.67	91.90	96.9	
4	37.6	62.4	0.0	1.8	98.2	87.4	12.6	0.0	154.32	110.93	91.55	98.2	
5	32.1	67.9	0.0	3.0	97.0	99.2	0.8	0.0	185.02	80.24	99.64	97.0	
6	40.0	60.0	0.0	1.8	98.2	81.6	18.4	0.0	138.28	126.97	85.31	98.2	
7	39.4	60.6	0.0	1.2	98.8	85.8	14.2	0.0	145.48	119.77	89.41	98.8	
8	39.9	60.1	0.0	1.5	98.5	95.6	4.4	0.0	157.01	108.44	97.01	98.5	
9	41.1	58.9	0.0	1.9	98.1	95.1	4.9	0.0	153.69	111.56	96.50	98.1	
10	35.5	64.5	0.0	1.2	98.8	97.0	3.0	0.0	170.28	94.97	98.33	98.8	
11	30.7	69.3	0.0	0.7	99.3	94.9	5.1	0.0	180.78	84.47	97.65	99.3	
12	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
13	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
14	38.6	61.4	0.0	1.9	98.1	67.7	32.3	0.0	117.31	147.94	70.65	98.1	
15	32.9	67.1	0.0	2.4	97.6	79.6	20.4	0.0	160.46	104.79	87.98	97.6	
16	37.2	62.8	0.0	3.8	96.2	81.7	18.3	0.0	151.52	113.73	87.50	96.2	
17	47.2	52.8	0.0	1.8	98.2	74.4	25.6	0.0	99.38	111.29	69.68	98.2	
18	36.0	64.0	0.0	2.1	97.9	82.9	17.1	0.0	153.96	90.30	88.79	97.9	
19	32.2	67.8	F/O	3.4	96.6	88.0	12.0	F/O	174.95	108.27	93.97	96.6	
20	36.5	63.5	0.0	3.6	96.4	84.2	15.8	0.0	156.98	101.08	89.84	96.4	
21	34.4	65.6	0.0	7.0	93.0	78.9	21.1	0.0	164.17	117.08	87.74	93.0	
22	34.3	65.7	0.0	3.8	96.2	72.9	27.1	0.0	148.17	129.37	81.79	96.2	
23	38.7	61.3	F/O	2.9	97.1	76.3	23.7	F/O	135.88	98.55	81.14	97.1	
24	36.1	63.9	0.0	4.5	95.5	88.7	11.3	0.0	165.70	95.03	93.36	95.5	
25	31.4	68.6	0.0	4.1	95.9	80.3	19.7	0.0	170.22	143.18	89.71	95.9	
26	42.1	57.9	0.0	4.8	95.2	73.9	26.1	0.0	122.07	137.23	75.66	95.2	
27	36.3	63.7	0.0	2.0	98.0	68.3	31.7	0.0	128.02	115.42	74.25	98.0	
28	F/O	F/O	0.0	F/O	F/O	F/O	F/O	0.0	F/O	F/O	F/O	F/O	
29	34.6	65.4	0.0	1.4	98.6	77.7	22.3	0.0	149.83	110.42	85.16	98.6	
30	30.7	69.3	0.0	1.2	98.8	73.5	26.5	0.0	157.02	108.23	84.39	98.8	
31	34.5	65.5	0.0	1.9	98.1	83.8	16.2	0.0	159.67	105.58	90.15	98.1	

R_{FROM} = 88.18% P_{FROM} = 97.4%

Tabla 5.3h Estadística operacional torre de propano - propileno 16-E . Agosto ' 94

DIA	COMPOSICION % mol									PRODUCCION		PROPILENO	
	CARGA			DOMO			FONDO			Kgmol / hr		RENDIMIENTO	PUREZA
	C3H8	C3H6	I-C4	C3H8	C3H6	I-C4	C3H8	C3H6	I-C4	DOMO	FONDO	%	% mol
1	33.0	67.0	0.0	2.8	97.2	74.6	25.4	0.0	153.68	111.57	84.05	97.2	
2	32.7	67.3	0.0	3.2	96.8	75.7	24.3	0.0	157.32	107.93	85.30	96.8	
3	31.6	68.4	0.0	7.8	92.2	83.7	16.3	0.0	182.08	83.17	92.52	92.2	
4	35.4	64.6	0.0	1.9	98.1	77.5	22.5	0.0	147.17	117.54	84.56	98.1	
5	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
6	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
7	33.2	66.8	0.0	0.8	99.2	65.0	45.0	0.0	131.39	133.86	73.55	99.2	
8	23.4	76.6	0.0	1.0	99.0	85.4	14.6	0.0	194.85	70.40	94.94	99.0	
9	20.3	79.7	0.0	0.7	99.3	68.0	32.0	0.0	188.00	77.25	88.30	99.3	
10	18.4	81.6	0.0	0.9	99.1	58.8	41.2	0.0	185.08	80.17	84.73	99.1	
11	21.7	78.3	0.0	2.3	97.7	67.4	32.6	0.0	186.21	79.04	87.59	97.7	
12	20.3	79.7	0.0	1.8	98.2	73.0	27.0	0.0	196.33	68.92	91.19	98.2	
13	21.8	78.2	0.0	1.2	98.8	87.4	12.6	0.0	201.86	63.39	96.14	98.8	
14	29.2	70.8	0.0	1.0	99.0	83.0	17.0	0.0	174.03	91.22	91.74	99.0	
15	23.9	76.1	0.0	1.0	99.0	75.6	19.7	0.0	183.83	81.42	90.15	99.0	
16	23.7	76.3	0.0	0.7	99.3	71.9	22.4	0.0	182.65	82.60	88.53	99.3	
17	21.8	78.2	0.0	1.1	98.9	82.7	17.3	0.0	197.97	67.29	94.38	98.9	
18	22.7	77.3	0.0	1.0	99.0	82.9	13.7	0.0	194.97	70.28	94.1	99.0	
19	23.6	76.4	0.0	0.9	99.1	76.1	23.9	0.0	185.18	80.07	90.55	99.1	
20	13.3	86.7	0.0	0.8	99.2	81.1	18.6	0.0	223.34	41.91	96.33	99.2	
21	19.8	80.2	0.0	1.0	98.9	79.9	20.1	0.0	202.31	62.94	94.05	98.9	
22	19.9	80.1	0.0	1.5	98.5	80.2	19.8	0.0	203.24	62.01	94.22	98.5	
23	19.4	80.6	0.0	1.0	99.0	77.3	22.7	0.0	201.29	63.96	93.20	99.0	
24	22.0	78.0	0.0	1.0	99.0	83.9	16.1	0.0	198.06	67.19	94.77	99.0	
25	22.0	78.0	0.0	0.8	99.2	81.7	18.3	0.0	195.70	69.51	93.85	99.2	
26	20.0	80.0	0.0	0.6	99.4	73.8	26.2	0.0	194.95	70.30	91.32	99.4	
27	18.3	81.7	0.0	0.7	99.3	80.6	19.4	0.0	206.83	58.43	94.76	99.3	
28	18.6	81.4	0.0	0.9	99.1	71.9	28.1	0.0	199.13	66.12	91.39	99.1	
29	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
30	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	F/O	
31	16.0	84.0	0.0	1.3	98.7	72.5	27.5	0.0	210.49	54.76	93.24	98.7	

R_{prom.} = 90.75% P_{prom.} = 98.48%

Tabla 5.3i Estadística operacional torre de propano - propileno 16-E. Septiembre ' 94

DIA	COMPOSICION % mol									PRODUCCION		PROPILENO	
	CARGA			DOMO			FONDO			Kmol / hr		RENDIMIENTO	PUREZA
	C3H8	C3H6	IC4	C3H8	C3H6	C3H8	C3H6	IC4	DOMO	FONDO	%	% mol	
1	19.0	81.0	0.0	0.6	99.4	93.5	6.5	0.0	212.72	52.53	98.41	99.4	
2	19.7	80.3	0.0	0.4	99.6	81.8	18.2	0.0	202.36	62.89	94.64	99.6	
3	14.1	85.9	0.0	0.3	99.7	84.6	15.4	0.0	221.83	43.42	97.06	99.7	
4	14.9	85.1	0.0	0.8	99.2	82.7	17.3	0.0	219.59	45.66	96.50	99.2	
5	14.3	85.7	0.0	0.9	99.1	81.2	18.8	0.0	220.99	44.26	96.33	99.1	
6	15.9	84.1	0.0	0.5	99.5	92.2	7.8	0.0	220.71	44.54	98.41	99.5	
7	18.6	81.4	0.0	0.7	99.3	84.8	15.2	0.0	208.80	56.45	96.02	99.3	
8	17.7	82.3	0.0	1.1	98.9	90.4	9.6	0.0	215.95	49.30	97.82	98.9	
9	20.5	79.5	0.0	1.6	98.4	88.5	11.5	0.0	207.56	57.69	96.85	98.4	
10	18.8	81.2	0.0	0.9	99.1	84.1	15.9	0.0	208.19	57.06	98.78	99.1	
11	20.2	79.8	0.0	0.7	99.3	70.8	29.2	0.0	191.47	73.78	89.82	99.3	
12	19.0	81.0	0.0	0.9	99.1	71.7	28.3	0.0	197.44	67.81	91.06	99.1	
13	18.5	81.5	0.0	0.9	99.1	84.6	15.4	0.0	209.48	55.77	96.02	99.1	
14	19.4	80.6	0.0	0.5	99.5	68.7	31.3	0.0	191.75	73.51	89.23	99.5	
15	20.9	79.1	0.0	0.6	99.4	53.5	42.6	0.0	163.46	101.79	77.44	99.4	
16	20.2	79.8	0.0	1.4	98.6	82.7	17.3	0.0	203.92	61.33	94.98	98.6	
17	17.6	82.4	0.0	1.1	98.9	76.2	23.8	0.0	206.98	58.77	93.65	98.9	
18	19.1	80.9	0.0	1.3	98.7	86.7	13.3	0.0	209.97	55.28	96.57	98.7	
19	17.2	82.8	0.0	1.8	98.2	73.7	6.3	0.0	220.81	44.45	68.72	98.2	
20	15.5	81.5	0.0	1.1	98.9	80.8	19.2	0.0	217.33	47.92	95.89	98.9	
21	14.8	85.2	0.0	0.9	99.1	58.0	42.0	0.0	200.68	64.57	87.99	99.1	
22	19.4	80.6	0.0	2.1	97.9	86.2	13.8	0.0	210.69	54.56	96.64	97.9	
23	18.5	81.5	0.0	1.1	98.9	78.4	21.6	0.0	205.55	59.70	94.03	98.9	
24	19.1	80.6	0.0	1.5	98.5	77.3	22.7	0.0	203.66	61.59	93.48	98.5	
25	18.2	81.8	0.0	1.2	98.8	88.4	11.6	0.0	213.54	51.71	97.23	98.8	
26	18.8	81.2	0.0	1.4	98.6	89.4	10.6	0.0	212.81	52.44	97.41	98.6	
27	18.1	81.9	0.0	1.0	99.0	90.1	9.9	0.0	214.29	50.96	97.65	99.0	
28	18.1	81.9	0.0	0.8	99.2	71.9	28.1	0.0	200.71	64.54	91.65	99.2	
29	17.1	82.9	0.0	0.7	99.3	71.3	28.7	0.0	203.64	61.61	91.95	99.3	
30	19.1	80.9	0.0	1.7	98.3	81.2	18.8	0.0	207.20	58.05	94.91	98.3	

 $R_{PROM} = 94.47\%$ $P_{PROM} = 98.98\%$

Tabla 5.3j Estadística operacional torre de propano - propileno 16-E. Octubre ' 94

DIA	COMPOSICION % mol									PRODUCCION		PROPILENO	
	CARGA			DOMO		FONDO			Kg/mol / hr		RENDIMIENTO	PUREZA	
	C3H8	C3H6	LC4	C3H8	C3H6	C3H8	C3H6	LC4	DOMO	FONDO	%	% mol	
1	18.7	81.3	0.0	1.3	98.7	73.7	26.3	0.0	201.51	63.75	92.2	98.7	
2	18.6	81.4	0.0	1.7	98.3	82.8	17.2	0.0	209.98	55.27	95.59	98.3	
3	18.4	81.6	0.0	0.8	99.2	61.3	38.7	0.0	188.09	72.16	86.20	99.2	
4	19.4	80.6	0.0	1.3	98.7	77.8	22.2	0.0	202.49	62.76	93.48	98.7	
5	18.7	81.3	0.0	0.7	99.3	73.5	26.5	0.0	199.67	65.58	91.94	99.3	
6	20.2	79.8	0.0	0.9	99.1	66.1	43.9	0.0	186.74	78.52	87.42	99.1	
7	18.7	81.3	0.0	1.7	98.3	89.4	10.6	0.0	213.84	51.41	97.47	98.3	
8	20.6	79.4	0.0	0.8	99.2	61.0	39.0	0.0	178.01	87.24	83.84	99.2	
9	19.3	80.4	0.0	0.8	99.2	71.5	28.5	0.0	195.85	69.41	90.75	99.2	
10	17.5	82.5	0.0	0.8	99.2	81.7	18.9	0.0	210.50	54.75	95.42	99.2	
11	16.3	83.7	0.0	0.8	99.2	71.7	28.3	0.0	207.27	57.99	92.60	99.2	
12	19.9	80.1	0.0	0.6	99.4	65.7	34.3	0.0	186.61	78.64	87.30	99.4	
13	19.7	80.3	0.0	1.1	98.9	80.1	19.9	0.0	202.80	62.45	94.16	98.9	
14	21.5	78.5	0.0	1.4	98.6	91.0	6.0	0.0	207.68	57.57	98.34	98.6	
15	22.2	77.8	0.0	1.4	98.6	85.7	14.3	0.0	189.81	65.44	95.46	98.6	
16	24.5	75.5	0.0	1.4	98.6	95.5	4.5	0.0	200.14	65.11	98.53	98.6	
17	22.0	78.0	0.0	1.4	98.6	81.5	18.5	0.0	192.04	68.21	93.90	98.6	
18	25.2	74.8	0.0	1.8	98.2	90.6	9.4	0.0	195.36	69.89	96.68	98.2	
19	22.9	77.1	0.0	1.6	98.4	95.2	4.8	0.0	204.89	60.36	98.58	98.4	
20	22.2	77.8	0.0	4.1	95.9	99.0	1.0	0.0	214.66	50.59	99.75	95.9	
21	23.5	76.5	0.0	3.0	97.0	96.0	4.0	0.0	206.78	58.47	98.84	97.0	
22	23.9	76.1	0.0	3.7	96.3	95.8	4.2	0.0	207.08	57.17	98.78	96.3	
23	22.9	77.12	0.0	3.5	96.5	94.8	5.2	0.0	208.89	56.36	98.56	96.5	
24	22.4	77.6	0.0	1.8	98.2	94.9	5.1	0.0	206.56	58.69	98.54	98.2	
25	22.7	77.3	0.0	1.0	99.0	72.0	28.0	0.0	184.18	81.07	88.92	99.0	
26	20.8	79.2	0.0	1.8	98.2	94.2	5.8	0.0	210.71	54.54	98.49	98.2	
27	21.1	78.9	0.0	5.0	95.0	94.8	5.2	0.0	217.70	47.55	98.81	95.0	
28	20.4	79.6	0.0	3.4	96.6	98.6	1.4	0.0	217.89	47.36	99.68	96.6	
29	21.0	79.0	0.0	3.4	96.6	97.7	2.3	0.0	215.75	49.50	94.45	96.6	
30	22.8	77.2	0.0	1.7	98.3	88.6	11.4	0.0	200.85	64.40	96.41	98.3	
31	22.5	77.5	0.0	2.7	97.3	98.9	1.1	0.0	210.66	54.59	99.70	97.3	

R_{prom} = 95.02% P_{prom} = 98.18%

Tabla 5.3k Estadística operacional torre de propano - propileno 16-E. Noviembre ' 94

DIA	COMPOSICION % mol									PRODUCCION		PROPILENO	
	CARGA			DOMO		FONDO			K _{mol} / hr		RENDIMIENTO	PUREZA	
	C3H8	C3H6	LC4	C3H8	C3H6	C3H8	C3H6	LC4	DOMO	FONDO	%	% mol	
1	21.4	78.6	0.0	2.5	97.5	98.2	1.8	0.0	212.87	52.38	99.54	97.5	
2	23.7	76.3	0.0	0.9	99.1	97.4	2.6	0.0	202.58	62.67	99.19	99.1	
3	22.4	77.6	0.0	2.9	97.1	98.9	1.1	0.0	211.37	53.88	99.71	97.1	
4	23.4	76.6	0.0	3.9	96.1	98.9	1.1	0.0	210.81	54.44	94.70	96.1	
5	18.6	81.4	0.0	3.6	96.4	98.7	1.3	0.0	223.42	41.83	99.74	96.4	
6	20.7	79.3	0.0	2.1	97.9	97.2	2.8	0.0	213.38	51.88	99.30	97.9	
7	22.1	77.9	0.0	2.3	97.7	92.8	7.2	0.0	207.22	58.03	97.97	97.7	
8	19.9	80.1	0.0	1.2	98.8	85.0	15.0	0.0	206.06	59.19	95.82	98.8	
9	21.4	78.6	0.0	2.0	98.0	96.4	3.6	0.0	210.74	54.51	99.05	98.0	
10	24.7	75.3	0.0	3.6	96.4	98.3	1.7	0.0	206.16	59.10	99.49	96.4	
11	22.5	77.5	0.0	5.1	94.9	99.2	0.8	0.0	216.21	49.05	99.80	94.9	
12	22.8	77.2	0.0	1.5	98.5	94.5	5.5	0.0	204.50	60.75	98.36	98.5	
13	24.4	75.6	0.0	1.1	98.9	89.7	10.3	0.0	195.50	69.75	96.41	98.9	
14	24.1	75.9	0.0	1.1	98.9	89.4	10.6	0.0	196.16	69.09	96.36	98.9	
15	22.8	77.2	0.0	1.1	98.9	83.2	16.8	0.0	195.14	70.11	94.24	98.9	
16	24.1	75.9	0.0	0.9	99.1	76.0	24.0	0.0	183.31	81.94	90.23	99.1	
17	22.2	77.8	0.0	1.5	98.5	95.0	5.0	0.0	206.53	58.72	98.57	98.5	
18	20.7	79.3	0.0	1.3	98.7	96.6	3.4	0.0	211.26	53.99	99.12	98.7	
19	20.2	79.8	0.0	1.2	98.8	94.7	5.3	0.0	211.35	55.90	98.65	98.8	
20	20.7	79.3	0.0	0.6	99.4	77.5	22.5	0.0	195.92	69.33	92.58	99.4	
21	20.7	79.3	0.0	0.5	99.5	80.2	19.8	0.0	198.03	67.23	63.67	99.5	
22	21.4	78.6	0.0	1.6	98.4	97.7	2.3	0.0	210.60	54.65	99.39	98.4	
23	23.1	76.9	0.0	1.1	98.9	86.8	13.2	0.0	197.16	68.09	95.59	98.9	
24	24.4	75.6	0.0	1.7	98.3	97.7	2.3	0.0	202.53	62.72	99.28	98.3	
25	24.0	76.0	0.0	2.2	96.9	97.2	2.8	0.0	206.34	58.91	99.18	96.9	
26	22.4	77.6	0.0	3.1	96.9	99.0	1.0	0.0	211.87	53.38	99.74	96.9	
27	21.1	78.9	0.0	1.7	98.3	94.2	5.8	0.0	209.62	55.63	98.45	98.3	
28	21.4	78.6	0.0	1.1	98.9	88.5	11.5	0.0	203.64	61.61	96.60	98.9	
29	21.8	78.2	0.0	1.5	98.5	97.3	2.7	0.0	209.05	56.20	99.26	98.5	
30	21.5	78.5	0.0	1.5	98.5	86.8	13.2	0.0	203.06	62.19	96.05	98.5	

R_{PRD} = 97.53% P_{PRD} = 98.09%

Tabla 5.3) Estadística operacional torre de propano - propileno 16-E . Diciembre '94

DIA	COMPOSICION % mol									PRODUCCION		PROPILENO	
	CARGA			DOMO			FONDO			Kgmol / hr		RENDIMIENTO	PUREZA
	C3H8	C3H6	I-C4	C3H8	C3H6	I-C4	C3H8	C3H6	I-C4	DOMO	FONDO	%	% mol
1	21.7	78.3	0.0	1.3	98.7	94.8	5.2	0.0	207.38	57.87	98.55	98.7	
2	21.3	78.7	0.0	1.0	99.0	97.3	2.7	0.0	209.34	55.91	99.27	99.0	
3	21.1	78.9	0.0	1.3	98.7	93.6	6.4	0.0	208.35	56.90	98.25	98.7	
4	20.2	79.8	0.0	1.2	98.8	95.0	5.0	0.0	211.52	53.73	98.73	98.8	
5	20.4	79.6	0.0	0.9	99.1	83.0	17.0	0.0	202.25	63.00	94.92	99.1	
6	20.7	79.3	0.0	2.2	97.8	96.4	3.6	0.0	213.16	52.09	99.10	97.8	
7	20.3	79.7	0.0	1.1	98.9	88.7	11.3	0.0	207.12	58.13	96.89	98.9	
8	20.9	79.1	0.0	1.4	98.6	95.0	5.0	0.0	209.99	55.26	98.68	98.6	
9	19.2	80.8	0.0	0.9	99.1	88.8	11.2	0.0	210.03	55.22	98.11	99.1	
10	19.4	80.6	0.0	1.0	99.0	92.4	7.6	0.0	211.86	53.40	98.10	99.0	
11	19.2	80.8	0.0	1.1	98.9	88.0	12.0	0.0	210.01	55.24	96.90	98.9	
12	20.6	79.4	0.0	1.2	98.8	89.1	10.9	0.0	206.71	58.54	96.97	98.8	
13	21.4	78.6	0.0	1.1	98.9	87.4	12.6	0.0	202.86	62.39	96.72	98.9	
14	25.4	74.6	0.0	1.2	98.8	92.1	7.9	0.0	194.64	70.61	97.18	98.8	
15	22.8	77.2	0.0	1.1	98.9	74.6	25.4	0.0	186.94	78.31	90.28	98.9	
16	24.2	75.8	0.0	1.0	99.0	84.8	15.2	0.0	191.82	73.43	94.44	99.0	
17	20.4	79.6	0.0	0.6	99.4	61.4	38.6	0.0	178.87	86.38	84.20	99.4	
18	20.5	79.5	0.0	1.1	98.9	84.8	15.2	0.0	203.77	61.48	95.56	98.9	
19	25.5	74.5	0.0	0.6	99.4	74.2	25.8	0.0	175.51	89.74	88.28	99.4	
20	27.5	72.5	0.0	1.2	98.8	95.5	4.5	0.0	191.28	73.98	98.23	98.8	
21	21.3	78.7	0.0	1.4	98.6	91.7	8.3	0.0	206.80	58.45	98.67	98.6	
22	21.6	78.4	0.0	1.3	98.7	88.8	11.2	0.0	203.72	61.54	96.68	98.7	
23	18.2	81.8	0.0	0.8	99.2	90.6	9.4	0.0	213.86	51.39	97.77	99.2	
24	18.0	82.0	0.0	1.2	98.8	79.3	20.7	0.0	208.20	57.05	94.56	98.8	
25	17.8	82.2	0.0	2.2	97.8	94.0	6.0	0.0	220.18	45.07	98.75	97.8	
26	18.7	81.3	0.0	0.7	99.3	82.4	17.6	0.0	206.81	58.44	95.23	99.3	
27	21.9	78.1	0.0	2.0	98.0	95.9	4.1	0.0	209.64	56.21	98.87	98.0	
28	18.4	81.6	0.0	0.9	99.1	96.9	3.1	0.0	216.90	48.35	99.30	99.1	
29	20.6	79.4	0.0	1.3	98.7	79.1	20.9	0.0	199.45	65.80	93.47	98.7	
30	18.8	81.2	0.0	1.0	99.0	72.8	17.2	0.0	199.49	65.76	91.67	99.0	
31	19.7	80.3	0.0	1.7	98.3	92.4	7.6	0.0	212.61	52.64	98.12	98.3	

R_{PROM} = 96.13% P_{PROM} = 98.80%

Tabla 5.3m Estadística operacional torre de propano - propileno 16-E. Enero ' 95

DIA	COMPOSICION % mol						PRODUCCION			PROPILENO		
	CARGA			DOMO			FONDO			Kg/mol/hr	RENDIMIENTO	PUREZA
	C3H8	C3H6	I-C4	C3H8	C3H6	C3H8	C3H6	I-C4	DOMO	FONDO	%	% mol
1	20.4	79.4	0.2	1.6	98.4	72.7	26.5	0.8	195.12	70.13	90.93	98.4
2	20.2	79.1	0.7	1.5	98.5	77.2	22.4	0.4	209.51	55.74	96.40	98.5
3	19.3	80.7	0.0	1.5	98.5	86.2	12.1	1.7	209.51	55.74	96.40	98.5
4	20.1	79.9	0.0	1.3	98.7	71.7	27.8	0.5	194.42	70.83	90.54	98.7
5	31.3	68.7	0.0	2.5	97.4	96.3	2.8	0.8	183.91	81.34	98.37	97.4
6	29.0	71.0	0.0	3.0	96.9	94.5	5.4	0.1	189.94	75.31	97.80	96.9
7	31.6	68.4	0.0	2.4	97.5	94.7	5.2	0.0	181.45	83.80	97.57	97.5
8	29.0	71.0	0.0	1.3	98.7	89.5	10.5	0.0	188.36	76.80	95.71	98.7
9	33.3	66.7	0.0	1.2	98.7	87.7	12.1	0.1	166.93	98.31	93.19	98.7
10	33.3	66.7	0.0	1.2	98.3	95.6	4.3	0.1	175.06	90.19	97.75	98.3
11	32.4	64.9	2.1	1.3	98.3	91.6	6.6	1.7	174.01	91.24	95.72	98.3
12	31.0	68.5	0.5	1.8	98.1	75.4	21.9	2.7	160.08	105.17	85.86	98.1
13	29.7	70.2	0.1	0.7	99.3	66.4	31.0	2.0	148.17	117.68	78.90	99.3
14	32.5	67.0	0.5	0.7	99.3	66.4	31.0	2.0	136.86	128.38	75.90	99.3
15	34.5	65.0	0.5	1.2	98.8	92.9	5.2	1.6	167.65	97.60	96.01	98.8
16	35.1	64.8	0.1	0.9	99.1	90.7	8.8	0.4	164.23	101.20	94.54	99.1
17	32.4	67.5	0.1	1.1	98.9	87.9	11.8	0.2	169.60	95.65	93.54	98.9
18	35.0	63.2	1.5	1.4	98.6	83.4	14.5	1.7	156.56	108.69	89.53	98.6
19	30.0	70.0	0.0	1.7	98.3	87.3	11.0	1.4	177.56	87.69	94.60	98.3
20	31.0	68.9	0.1	4.9	95.1	97.3	0.5	1.8	190.33	74.92	98.80	95.1
21	31.4	68.5	0.1	3.6	96.4	96.2	3.3	0.4	166.33	98.92	89.67	96.4
22	30.1	69.8	0.1	1.9	98.1	81.0	18.9	0.1	170.69	94.56	90.30	98.1
23	28.8	71.1	0.1	0.7	99.3	60.10	39.8	0.1	139.77	125.48	73.48	99.3
24	29.3	70.6	0.1	2.2	97.8	96.4	3.1	0.1	188.94	96.31	98.53	97.8
25												
26	32.1	67.8	0.1	1.3	98.7	87.6	12.1	0.2	170.59	94.67	93.48	98.7
27	27.9	72.1	0.0	1.0	99.0	83.3	16.5	0.2	178.55	86.70	92.42	99.0
28	29.1	70.8	0.1	1.0	99.0	87.5	16.5	0.2	179.08	86.17	94.27	99.0
29	31.1	68.9	0.0	1.0	99.0	74.3	25.3	0.3	156.33	108.92	84.68	99.0
30	32.0	67.9	0.1	2.1	97.9	83.2	16.2	0.6	167.46	97.79	90.89	97.9
31	30.9	69.1	0.0	1.3	98.7	84.5	15.0	0.2	170.88	94.37	92.01	98.7

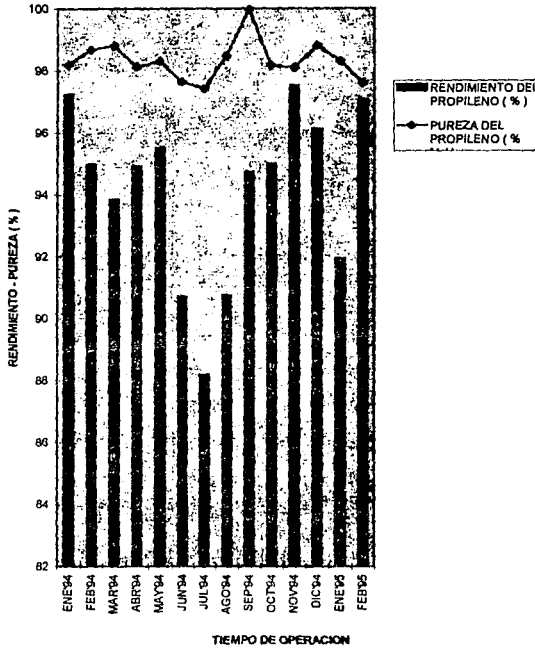
R_{FROM} = 91.93%P_{FROM} = 98.31%

Tabla 5.3n Estadística operacional torre de propano - propileno 16-E, Febrero '95

DIA	COMPOSICION % mol							PRODUCCION		PROPILENO		
	CARGA			DOMO		FONDO		Kmol / hr		RENDIMIENTO	PUREZA	
	C3HR	C3HG	LC4	C3HR	C3HG	C3HR	C3HG	LC4	DOMO	FONDO	%	% mol
1	19.4	80.6	0.0	1.0	99.0	74.4	25.1	0.4	198.76	66.49	92.03	99.0
2	18.4	78.4	2.5	0.9	99.1	67.4	25.8	4.8	196.30	68.95	89.53	99.1
3	19.0	80.9	0.1	2.0	98.0	91.3	7.8	0.7	214.76	50.49	97.95	98.0
4	26.7	73.3	0.0	1.4	98.6	83.8	15.5	0.6	183.91	81.34	93.26	98.6
5	19.6	80.4	0.0	1.4	98.6	97.6	1.6	0.7	215.07	50.18	99.43	98.6
6	19.3	80.7	0.0	0.7	99.3	68.2	27.5	3.0	192.16	73.09	89.14	99.3
7	19.7	80.3	0.0	1.0	99.0	87.8	12.1	0.1	208.11	57.14	96.72	99.0
8	20.4	79.6	0.0	1.3	98.7	93.4	6.4	0.1	210.25	55.01	98.28	98.7
9	19.3	80.7	0.0	13.6	86.4	99.2	0.3	0.3	247.59	17.66	99.23	86.4
10	21.0	79.0	0.0	2.3	97.7	93.7	6.2	0.1	210.98	54.27	98.36	97.7
11	20.8	79.2	0.0	0.9	99.1	96.1	3.2	0.6	209.81	55.44	98.97	99.1
12	21.2	78.8	0.0	0.6	99.4	86.9	12.5	0.4	201.94	63.31	96.03	99.4
13	17.6	82.4	0.0	1.3	98.7	86.6	13.4	0.0	214.57	50.67	96.89	98.7
14	19.5	80.5	0.0	1.3	98.7	91.7	8.3	0.0	211.85	53.40	97.92	98.7
15	15.5	84.5	0.0	2.7	97.3	99.3	0.6	0.0	230.11	35.14	99.89	97.3
16	19.9	80.1	0.0	6.1	93.9	89.4	0.4	0.0	221.31	43.94	97.80	93.9
17	19.5	80.5	0.0	1.3	98.7	91.4	8.6	0.0	211.67	53.58	97.84	98.7
18	17.8	82.2	0.0	1.3	98.7	77.0	22.9	0.1	207.44	57.81	93.90	98.7
19	18.5	81.5	0.0	2.0	98.0	98.4	1.5	0.1	219.85	45.40	99.66	98.0
20	18.9	81.1	0.0	3.9	96.1	98.1	1.8	0.1	223.02	42.23	99.62	96.1
21	20.0	79.7	0.1	2.1	97.9	95.8	4.2	0.0	214.58	50.67	98.99	97.9
22	16.8	83.2	0.0	2.8	97.2	99.4	0.5	0.	226.81	38.44	98.98	97.2
23	17.4	82.6	0.0	1.7	98.3	98.9	0.7	0.0	22.41	42.84	99.78	98.3
24	19.4	73.6	4.8	0.9	99.1	69.4	29.9	0.0	193.62	71.64	89.74	99.1
25	18.0	82.0	0.0	4.2	95.8	96.6	0.3	3.1	225.64	39.61	99.38	95.8
26	18.3	81.7	0.0	1.7	98.3	89.5	9.4	0.8	215.10	50.15	97.57	98.3
27	20.2	79.8	0.0	2.2	97.8	98.2	1.4	0.2	215.52	49.73	99.57	97.8
28	18.0	82.0	0.0	3.1	96.9	99.1	0.7	0.2	224.09	41.17	99.82	96.9

R_{PROPIL} = 97.07 % P_{PROPIL} = 97.61%

**GRAFICA 5.1 : COMPORTAMIENTO OPERATIVO DE LA TORRE
FRACCIONADORA DE PROPANO - PROPILENO 16-E**



5.3 CORRIDA DEL SIMULADOR EN BASE A LAS CONDICIONES DE DISEÑO

En primer término se efectuó la simulación del proceso según las especificaciones de diseño del mismo, obteniéndose los resultados que se aprecian en la Tabla 5.4, dicha tabla está en correspondencia con el diagrama de flujo de proceso que aparece en la Figura 5.1.

Los resultados por sí sólo proporcionan información sobre las condiciones de las diferentes corrientes de proceso, teniéndose un error promedio menor del 2.0% para características de las corrientes tales como flujo total, presión, temperatura y peso molecular, lo que valida el modelo de la simulación empleada.

Tabla 5.4 Comparacion de los resultados de la simulación del caso base contra los de diseño.

CORRIENTE	F16EA			D57C1		
DE:	CARGA			16-E		
A:	16-E			57-C1/C6		
CASO:	SIMULACION	DISEÑO	% ERROR	SIMULACION	DISEÑO	% ERROR
FASE:	LIQUIDA			VAPOR		
COMPONENTES: kg/h						
ETANO	26.26	40.29	29.85	593.95	828.92	28.34
PROPANO	4554.07	4427.18	2.86	234.51	1948.39	97.37
PROPILENO	8941.03	9108.16	1.83	187160.0	178611.10	4.78
N-BUTANO	2.32	1.71	35.67	0.0	0.0	0.0
ISOBUTANO	152.29	112.32	35.58	0.0	0.0	0.0
BUTILENO	39.27	27.61	42.23	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL kg/h	13717.00	13717.27	0.002	187990.0	188388.41	0.21
TEMPERATURA °C	44.0	44.0	0.0	50.17	51.0	1.62
PRESION kg/cm ² abs	24.4832	24.4832	0.0	21.1232	21.1232	0.0
PM (PROMEDIO)	42.86	42.87	0.02	42.03	42.12	0.21

Tabla 5.4 (Continuación)

CORRIENTE	D11F			P62J		
DE:	57-C1/C6			53-F		
A:	53-F			62-J		
CASO	SIMULACION	DISEÑO	% ERROR	SIMULACION	DISEÑO	% ERROR
FASE:	LIQUIDA			LIQUIDA		
COMPONENTES kg/h						
ETANO	593.95	828.92	28.34	593.95	828.92	28.34
PROPANO	234.51	8948.39	97.37	234.51	8948.39	97.37
PROPILENO	187160.0	178611.10	4.78	187160.0	178611.10	4.78
N-BUTANO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ISOBUTANO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
BUTILENO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL kg/h	187990.0	188388.41	0.21	187990.0	188388.41	0.21
TEMPERATURA °C	46.0	46.0	0.0	45.97	46.0	0.06
PRESION kg/cm ² abs	20.9826	20.6273	1.72	20.6932	20.6273	0.31
P.M.(PROMEDIO)	42.03	42.12	0.21	42.03	42.12	0.21

CORRIENTE	DES62J			REFLUX		
DE:	62-J			DIVD16E		
A:	DIVD16E			16-E		
CASO	SIMULACION	DISEÑO	% ERROR	SIMULACION	DISEÑO	% ERROR
FASE:	LIQUIDA			LIQUIDA		
COMPONENTES kg/h						
ETANO	593.95	828.92	28.34	565.68	789.11	28.33
PROPANO	234.51	8948.39	97.37	223.35	8532.56	97.37
PROPILENO	187160.0	178611.10	4.78	178250.0	170111.52	4.78
N-BUTANO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ISOBUTANO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
BUTILENO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
FLUJO TOTAL kg/h	187990.0	188388.41	0.21	178611.0	179421.41	0.21
TEMPERATURA °C	46.6	46.0	1.30	46.59	46.0	1.28
PRESION kg/cm ² abs	24.6332	24.4832	0.61	24.6332	24.4832	0.61
P.M.(PROMEDIO)	42.03	42.12	0.21	42.03	42.12	0.21

Tabla 5.4 (Continuación)

CORRIENTE	DPROPI			B16E		
DE:	DIVI6E			16-B		
A:	L-B			DIVI6E		
CASO	SIMULACION	DISENO	% ERROR	SIMULACION	DISENO	% ERROR
FASE:	LIQUIDA			LIQUIDA		
COMPONENTES: kg/h						
ETANO	28 26	39 59	28 61	0 0	0 0	0 0
PROPANO	11 16	425 83	97 37	237199 0	215610 58	10 0
PROPILENO	8906 14	8499 58	4 78	1793 12	24694 20	92 73
N-BUTANO	0 0	0 0	0 0	121 42	92 40	31 40
ISOBUTANO	0 0	0 0	0 0	7951 38	6086 49	30 63
BUTILENO	0 0	0 0	0 0	2050 72	1626 33	26 09
FLUJO TOTAL: kg/h	8945 56	8965 0	0 21	249110 0	218110 0	0 40
TEMPERATURA: °C	40 59	46 0	1 28	61 26	62 0	1 19
PRESION kg / cm ² abs.	24 6332	24 4832	0 61	21 7932	21 7932	0 0
P.M (PROMEDIO)	42 03	42 12	0 21	44 50	44 33	0 38

CORRIENTE	FYR0PA			F58C		
DE:	DIVI6E			DIVI6E		
A:	L-B			58-C		
CASO	SIMULACION	DISENO	% ERROR	SIMULACION	DISENO	% ERROR
FASE:	LIQUIDA			LIQUIDA		
COMPONENTES: kg/h						
ETANO	0 0	0 0	0 0	0 0	0 0	0 0
PROPANO	4543 03	4129 78	10 0	232650 0	211480 80	10 0
PROPILENO	34 34	472 99	92 73	1758 77	24221 21	92 73
N-BUTANO	2 32	1 77	31 07	119 10	90 64	31 39
ISOBUTANO	152 29	116 58	30 63	7799 08	5969 91	30 63
BUTILENO	29 27	31 15	26 06	2011 44	1595 17	26 09
FLUJO TOTAL: kg/h	4771 27	4752 27	0 39	244340 0	243357 73	0 40
TEMPERATURA: °C	61 26	62 0	1 19	61 26	62 0	1 19
PRESION kg / cm ² abs.	21 7932	21 7932	0 0	21 7932	21 7932	0 0
P.M (PROMEDIO)	44 50	44 33	0 45	44 50	44 33	0 45

Tabla 5.4 (Continuación)

CORRIENTE	DOLUP			SINFLU		
DE:	58-C			55-F		
A:	16-B			CABEZAL		
CASO	SIMULACION	DISEÑO	% ERROR	SIMULACION	DISEÑO	% ERROR
FASE:	VAPOR			VAPOR		
COMPONENTES kg/h						
ETANO	0.0	0.0	0.0			
PROPANO	232650.0	211480.00	10.0			
PROPILENO	1758.77	24221.21	92.73			
N-BUTANO	119.10	90.64	31.39			
ISOBUTANO	7769.08	5969.91	30.63			
BUTILENO	2011.44	1595.17	26.09			
FLUIDO TOTAL kg/h	244340.0	243357.75	0.40	0.0	0.0	0.0
TEMPERATURA °C	61.35	62.0	1.19			
PRESION kg/cm ² abs	21.7229	21.7932	0.0			
P.M.(PROMEDIO)	44.50	44.33	0.45			

CORRIENTE	SAB			RAE		
DE:	CABEZAL A.B			57-C1C6		
A:	57-C1C6			RETORNO A.B		
CASO	SIMULACION	DISEÑO	% ERROR	SIMULACION	DISEÑO	% ERROR
FASE:	LIQUIDA					
COMPONENTES kg/h						
H ₂ O	970110	980552	1.06	970110	980552	1.06
TEMPERATURA °C	32.2	32.2	0.0	45.70	46.0	0.63
PRESION kg/cm ² abs	5.25	5.25	0.0	5.03	4.64	8.17

CORRIENTE	VAPIN			VAPOUT		
DE:	CABEZAL V.M			58-C		
A:	58-C			CABEZAL VAP		
CASO	SIMULACION	DISEÑO	% ERROR	SIMULACION	DISEÑO	% ERROR
FASE:	VAPOR			VAPOR		
COMPONENTES kg/h						
H ₂ O	3200	31982.0	0.05	32000	31982.0	0.05
TEMPERATURA °C	204.4	204.4	0.0	190.6	204.4	7.24
PRESION kg/cm ² abs	12.75	17.51	27.18	12.6797	17.51	27.58

5.4 SENSIBILIDAD DEL PARAMETRO RENDIMIENTO - PUREZA COMO FUNCION DE LA VARIACION DE LAS CONDICIONES DE OPERACION

Frecuentemente se hace necesario examinar la sensibilidad del proceso en función de las variables de operación del mismo. Esto da como resultado obtener datos que nos indican la respuesta del proceso ante el cambio de las variables principales, que para nuestro caso específico son:

- 1.-) Plato de alimentación a la torre fraccionadora.
- 2.-) Relación de reflujo del domo de la torre fraccionadora
- 3.-) Condiciones de presión y temperatura de la torre fraccionadora.

5.4.1 SENSIBILIDAD DEL PARAMETRO RENDIMIENTO - PUREZA COMO FUNCION DE LA LOCALIZACION DEL PLATO DE ALIMENTACION

Los resultados obtenidos en la simulación proporcionan los valores de pureza del propileno en la corriente producto (DPROPI), así como el rendimiento del componente citado, como puede observarse en la Tabla 5.5.

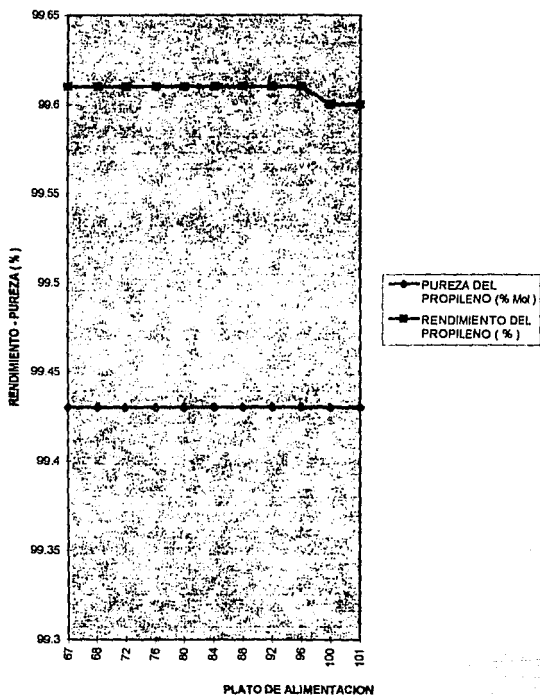
El diseño especifica como platos de alimentación el No. 80, 84 y 88, por lo que de acuerdo a los resultados obtenidos al variar los platos de alimentación, vemos que en efecto son estos platos los efectivos para ese fin.

La Gráfica 5.2 muestra el comportamiento que se espera al efectuar la variación del plato de alimentación a la torre fraccionadora, la pureza del propileno se mantiene sin cambio en el rango de platos de alimentación utilizado, sin embargo el rendimiento tiende a disminuir a partir del plato No. 100.

Tabla 5.5 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la localización del plato de alimentación del caso base.

PLATO DE ALIMENTACION No.	PUREZA DEL PROPILENO (% Mol)	RENDIMIENTO DEL PROPILENO (%)
67	99.43	99.61
68	99.43	99.61
72	99.43	99.61
76	99.43	99.61
80	99.43	99.61
84	99.43	99.61
88	99.43	99.61
92	99.43	99.61
96	99.43	99.61
100	99.43	99.60
101	99.43	99.60

GRAFICA 5.2 SENSIBILIDAD DEL
PARAMETRO RENDIMIENTO - PUREZA EN FUNCION DEL
PLATO DE ALIMENTACION DEL PROCESO DEL CASO BASE



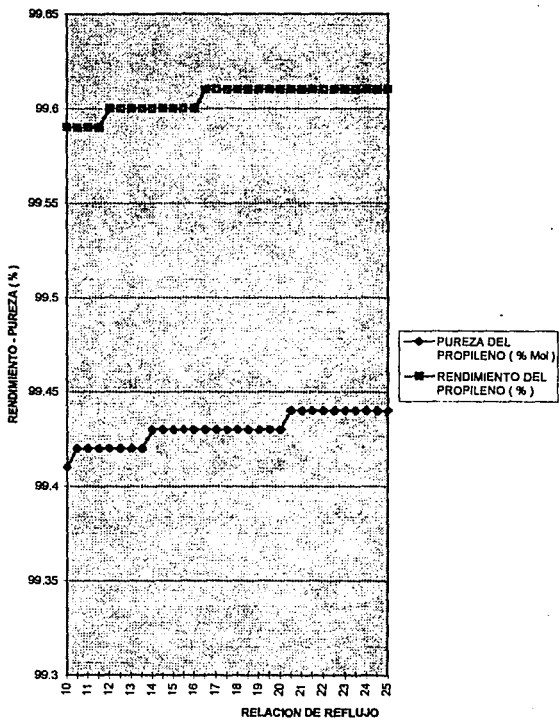
5.4.2 SENSIBILIDAD DEL PARAMETRO RENDIMIENTO - PUREZA COMO FUNCION DE LA VARIACION DE LA RELACION DE REFLUJO

Se efectuó el análisis de sensibilidad variando la relación de reflujo del domo de la torre fraccionadora dentro del rango de 10.0 a 25.0, obteniéndose los resultados que aparecen en la Tabla 5.6. Asimismo la Gráfica 5.3 muestra el comportamiento del proceso ante la variación de la relación de reflujo.

Tabla 5.6 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la variación de la relación de reflujo del caso base.

RELACION DE REFLUJO	PUREZA DEL PROPILENO (% Mol)	RENDIMIENTO DEL PROPILENO (%)
10.0	99.41	99.59
10.5	99.42	99.59
11.0	99.42	99.59
11.5	99.42	99.59
12.0	99.42	99.60
12.5	99.42	99.60
13.0	99.42	99.60
13.5	99.42	99.60
14.0	99.43	99.60
14.5	99.43	99.60
15.0	99.43	99.60
15.5	99.43	99.60
16.0	99.43	99.60
16.5	99.43	99.61
17.0	99.43	99.61
17.5	99.43	99.61
18.0	99.43	99.61
18.5	99.43	99.61
19.0	99.43	99.61
19.5	99.43	99.61
20.0	99.43	99.61
20.5	99.44	99.61
21.0	99.44	99.61
21.5	99.44	99.61
22.0	99.44	99.61
22.5	99.44	99.61
23.0	99.44	99.61
23.5	99.44	99.61
24.0	99.44	99.61
24.5	99.44	99.61
25.0	99.44	99.61

GRAFICA 5.3 SENSIBILIDAD DEL PARAMETRO RENDIMIENTO - PUREZA
EN FUNCION DE LA VARIACION DE LA RELACION DE REFLUJO DEL
CASO BASE



**5.4.3 SENSIBILIDAD DEL PARAMETRO RENDIMIENTO - PUREZA
COMO FUNCION DE LA VARIACION DE LAS CONDICIONES
DE OPERACION DE LA TORRE FRACCIONADORA**

Finalmente se efectuó otro análisis de sensibilidad haciendo variar las condiciones de presión y temperatura de la torre, obteniéndose los resultados que se presentan en la Tabla 5.7 .

Tabla 5.7 Sensibilidad del Parámetro Rendimiento - Pureza variando las condiciones de operación de la torre fraccionadora 16-E del caso base.

PRESION (kg/cm ² abs.)	TEMPERATURA (° C)	PUREZA DEL PROPILENO (% Mol)	RENDIMIENTO DEL PROPILENO (%)
20.7932	60.0	99.44	99.61
	58.0	99.44	99.60
	56.0	99.44	99.62
	54.0	99.44	99.61
	52.0	99.44	99.61
	50.0	99.44	99.62
	48.0	99.44	99.61
19.7932	60.0	99.45	99.63
	58.0	99.45	99.63
	56.0	99.45	99.63
	54.0	99.45	99.63
	52.0	99.45	99.63
	50.0	99.45	99.63
	48.0	99.45	99.63
18.7932	60.0	99.46	99.64
	58.0	99.46	99.64
	56.0	99.46	99.64
	54.0	99.46	99.64
	52.0	99.46	99.64
	50.0	99.46	99.64
	48.0	99.46	99.64
17.7932	60.0	99.47	99.65
	58.0	99.47	99.65
	56.0	99.47	99.65
	54.0	99.47	99.65
	52.0	99.47	99.65
	50.0	99.47	99.65
	48.0	99.47	99.65
16.7932	60.0	99.48	99.66
	58.0	99.48	99.66
	56.0	99.48	99.66
	54.0	99.48	99.66
	52.0	99.48	99.66
	50.0	99.48	99.66
	48.0	99.48	99.66
15.7932	60.0	99.49	99.67
	58.0	99.49	99.67
	56.0	99.49	99.67
	54.0	99.49	99.67
	52.0	99.49	99.67
	50.0	99.49	99.67
	48.0	99.49	99.67
14.7932	60.0	99.50	99.67
	58.0	99.50	99.67
	56.0	99.50	99.67
	54.0	99.50	99.67
	52.0	99.50	99.67
	50.0	99.50	99.67
	48.0	99.50	99.67

5.4.4 OPCION DE MEJORA PARA EL PROCESO DEL CASO BASE

Los resultados obtenidos por medio de la simulación del caso base, sugieren que una operación del mismo dentro de los rangos de las condiciones de operación, que se presentan en la Tabla 5.8, dará como resultado obtener productos deseados con valores que sobrepasan las especificaciones de diseño.

Tabla 5.8 Variación de las condiciones de operación de la torre fraccionadora de propano - propileno para obtención de mejoras del proceso del caso base.

CONDICION DE OPERACION	VALOR RECOMENDADO	OBSERVACIONES
Plato de alimentación	Plato No. 80, 84 ó 88	Rendimiento = 99.61 % Pureza = 99.43 % Mol
Relación de Reflujo	14.0	Rendimiento = 99.60 % Pureza = 99.43 % Mol
Presión (kg/cm ² abs.)	14.7932	Rendimiento = 99.67 % Pureza = 99.50 % Mol
Temperatura (° C)	Rango de 60 - 48 ° C	

Definitivamente las condiciones de presión y temperatura son las variables de operación que tienen más peso en el proceso, en forma específica, la disminución de la presión de la torre fraccionadora provoca un cambio en cuanto a la volatilidad relativa media entre el propileno y el propano, ésto es, en el rango de presión de 21.097 kg/cm² abs. el valor de la volatilidad es de 1.11, que es un valor 8.1% superior al que se tiene cuando la presión se abate a rangos de 7.0 - 14.0 kg/cm² abs., lo que resulta en volatilidades del orden de 1.20.

La mayor volatilidad relativa disminuye el número de platos, así como la relación de reflujo, con los correspondientes descensos en los servicios del condensador y del rehervidor, lo que provoca costos de operación menores del proceso, como se verá en el Capítulo 8 (Selección de la opción de mejora para el proceso de separación de propano - propileno de la torre fraccionadora 16-E).

C A P I T U L O 6

OPCION DE MEJORA No. 1

PROCESO DE PRODUCCION DE PROPILENO CON BOMBA DE CALOR CON EBULLIDOR POR FLASH DEL LIQUIDO DE FONDOS DE LA TORRE FRACCIONADORA

6

OPCION DE MEJORA No. 1

PROCESO DE PRODUCCION DE PROPILENO CON BOMBA DE CALOR CON EBULLIDOR POR FLASH DEL LIQUIDO DE FONDOS DE LA TORRE FRACCIONADORA

Antes de entrar en materia de simulación de ésta primera opción de mejora, se hace necesario citar las características fundamentales del uso de las bombas de calor.

De acuerdo a los estudios efectuados por Freshwater y Null⁽¹⁾, los requerimientos energéticos de las operaciones de destilación a baja temperatura pueden con frecuencia reducirse manteniendo un simple efecto y utilizando una bomba de calor para "bombear" calor desde el condensador al rehervidor y viceversa.

La Figura 6.1 muestra tres esquemas básicos propuestos por Null, en todos ellos se utiliza una válvula de expansión y un compresor para modificar las temperaturas de condensación y/o ebullición, de forma que el calor liberado en el condensador pueda utilizarse para suministrar el calor que se requiere en el rehervidor.

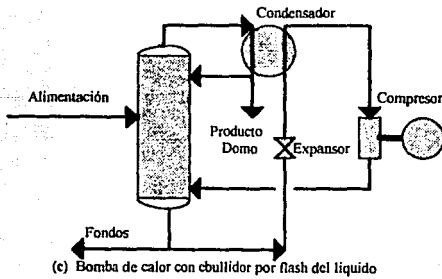
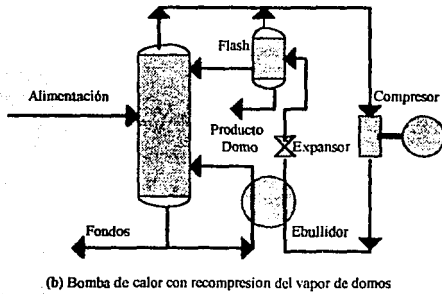
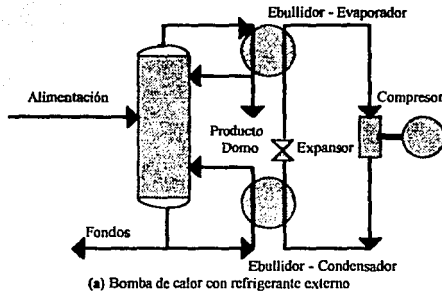
El uso de tales esquemas elimina la necesidad del uso de servicios de enfriamiento y calentamiento (aunque cuando los servicios del condensador y el rehervidor no se igualan pueden necesitarse condensadores o rehervidores auxiliares).

Cuando el producto de fondos es un refrigerante (como el propano), el esquema de la figura 6.1 (c), es un excelente candidato para reducir el consumo de energía, y es por ello que se elige para el desarrollo de la presente opción de mejora.

El liquido de fondos se somete a flash a través de la válvula de expansión hasta una presión correspondiente a una temperatura de saturación del destilado.

El condensador de domos actúa entonces también como rehervidor. El vapor producido en el condensador se comprime hasta la presión que se tiene en el fondo de la torre para su entrada a la misma, cerrándose en ésta forma el ciclo de la destilación.

Figura 6.1 Utilización de bombas de calor en destilación



6.1 SIMULACION DE LA OPCION DE MEJORA No. 1

La opción de mejora incluye el uso de una bomba de calor con ebullición por flash del líquido de los fondos de la torre fraccionadora de propano - propileno 16-E. La Figura 6.2 representa el diagrama de flujo de la opción en cuestión, cuya descripción es la siguiente:

Los equipos y condiciones de operación corriente arriba de la torre fraccionadora 16-E, son en esencia los mismos, las variantes se tienen en las corrientes del domo y del fondo de la torre.

Los vapores que salen por el domo de la torre fraccionadora 16-E son condensados totalmente por medio del intercambiador de calor de domos 56-C, para condensar esta corriente se utiliza la corriente de proceso proveniente de la válvula de expansión EXP-1.

La corriente condensada entra directamente al tanque acumulador vertical 53-F, dicho tanque provee una corriente rica en propileno que se bombea hacia el domo de la columna (plato No. 1) constituyendo el reflujo y hacia la zona de almacenamiento como producto.

La corriente del fondo de la torre fraccionadora, rica en propano, se envía en parte hacia la zona de almacenamiento como subproducto, y en parte (su mayoría) a la válvula de expansión EXP-1, en la cuál se efectúa un flash de esta corriente, las temperaturas alcanzadas en este proceso son suficientes para condensar los vapores del domo de la torre 16-E, que es la corriente que circula por el lado coraza del intercambiador 56-C.

El vapor producido por el lado tubos del intercambiador de calor 56-C es comprimido hasta la presión y temperatura que se tienen en el fondo de la torre por medio del compresor 1-J. La novedad que presenta esta opción es que el proceso no requiere equipos de calentamiento ni de enfriamiento (desaparecen los condensadores 57-C1/C6 y el rehedidor de fondos 58-C). Los resultados obtenidos para esta opción se observan en la Tabla 6.1, misma que representa el cuadro de balance de materia del proceso.

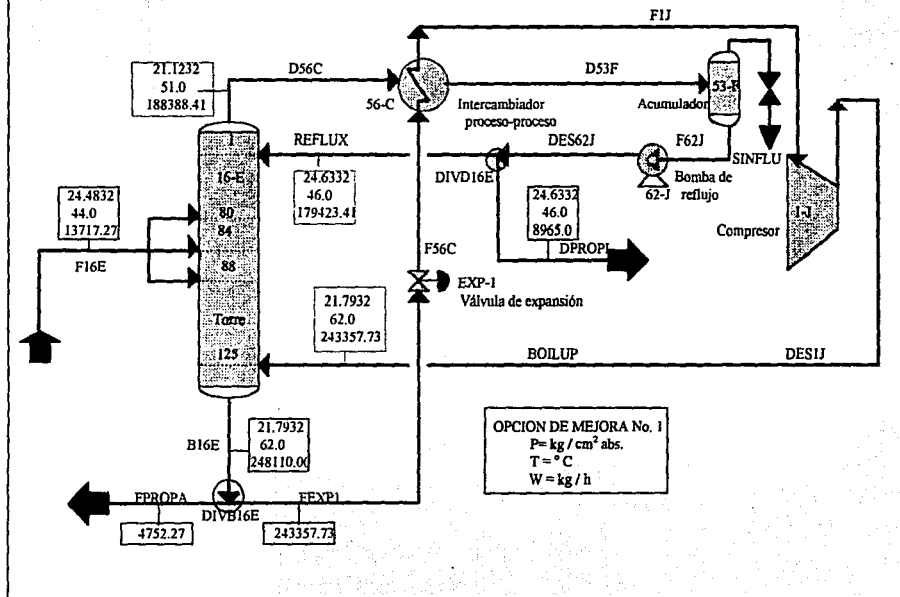
Tabla 6.1 Resultados de la simulación de la opción de mejora No. 1

CORRIENTE	F16EA	D56C	D53F	F62J	DES62J	SINFLU	REFLUX
COMPONENTE:kg/h							
FASE	LIQUIDA	VAPOR	LIQUIDA	LIQUIDA	LIQUIDA	VAPOR	LIQUIDA
ETANO	28.26	594.03	594.03	594.03	594.03		565.77
PROPANO	4554.07	233.51	233.51	233.51	233.51		222.40
PROPILENO	8941.03	187170	187170	187170	187170		178260.0
N-BUTANO	2.32	0.0	0.0	0.0	0.0		0.0
I-BUTANO	152.29	0.0	0.0	0.0	0.0		0.0
BUTILENO	39.27	0.0	0.0	0.0	0.0		0.0
FLUJO TOTAL: kg/h	13717.0	188000	188000	188000	188000	0.0	179050.0
T (°C)	44.0	50.16	42.92	42.92	43.46		43.46
P (kg/cm ² abs.)	24.4832	21.1232	20.98	20.98	24.6332		24.6300
P.M (PROMEDIO)	42.86	42.03	42.03	42.03	42.03		42.03

CORRIENTE	D16E	FEXPI	F56C	FIJ	DOILUP	FPROPA	DPROPI
COMPONENTE:kg/h							
FASE	LIQUIDA	LIQUIDA	L/V	VAPOR	VAPOR	LIQUIDA	LIQUIDA
ETANO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	28.26
PROPANO	237190.0	232650.0	232650.0	232650.0	232650.0	4543.00	11.11
PROPILENO	1794.81	1760.43	1760.43	1760.43	1760.43	34.37	8906.68
N-BUTANO	121.37	119.05	119.05	119.05	119.05	2.32	0.0
I-BUTANO	7951.20	7798.91	7798.91	7798.91	7798.91	152.29	0.0
BUTILENO	2050.62	2011.35	2011.35	2011.35	2011.35	39.27	0.0
FLUJO TOTAL: kg/h	249110.0	244340.0	244340.0	244340.0	244340.0	4771.27	8946.06
T (°C)	61.26	61.26	27.19	29.0	62.0	61.26	43.46
P (kg/cm ² abs.)	21.7932	21.7932	10.0	9.85	21.7932	21.7932	24.63
P.M (PROMEDIO)	44.50	44.50	44.50	44.50	44.50	44.50	42.03

PARA EL PROPILENO SE TIENE:
 RENDIMIENTO = 99.63 %
 PUREZA = 99.44 % Mol

Figura 6.2 Proceso para la separación de propileno-propano con bomba de calor con ebullición por flash del líquido



6.2 ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE LA SIMULACION DE LA OPCION DE MEJORA No.1

En forma análoga a la efectuada en la simulación del caso base visto en el capítulo anterior (Capítulo 5), se realizó un análisis de sensibilidad de la opción de mejora No. 1, a fin de conocer la respuesta del proceso al variar las condiciones de operación del mismo.

Los resultados obtenidos muestran que es posible efectuar cambios operativos en el proceso, que traen como consecuencia el tener condiciones que reduzcan en ahorro de energía del proceso en sí, como a continuación se verá.

6.2.1 SENSIBILIDAD DEL PARAMETRO RENDIMIENTO - PUREZA EN FUNCION DE LA LOCALIZACION DEL PLATO DE ALIMENTACION

Tomando como base el diagrama de flujo de proceso dado por la Figura 6.2, se efectuó la corrida del simulador haciendo variar la entrada al plato de alimentación de la torre fraccionadora, obteniendo los valores de pureza y rendimiento en base al propileno de la corriente producto (DPROPI), dichos valores se tabulan en la Tabla 6.2 . Como era de esperarse, los resultados son casi idénticos a los ya obtenidos para la opción de mejora del caso base, y ello es lógico, ya que la presente opción de mejora sólo elimina el uso de servicios (agua de enfriamiento y vapor de calentamiento), debido a que con el empleo de la bomba de calor, tales requerimientos no son necesarios.

El análisis de los resultados indican que los plato de alimentación efectivos son los No. 80, 84 y 88, esto quiere decir que las especificaciones de diseño se mantienen como acertadas, y por lo tanto no se requiere un cambio en cuanto al plato de alimentación.

Tabla 6.2 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la localización del plato de alimentación de la opción de mejora No. 1

PLATO ALIMENTACION No.	PUREZA DEL PROPILENO (% MOL)	RENDIMIENTO DEL PROPILENO (%)
67	99.43	99.61
68	99.43	99.61
72	99.43	99.61
76	99.43	99.61
80	99.44	99.61
84	99.44	99.61
88	99.43	99.61
92	99.43	99.61
96	99.43	99.61
100	99.43	99.61
101	99.43	99.60

6.2.2 SENSIBILIDAD DEL PARAMETRO RENDIMIENTO - PUREZA COMO FUNCION DE LA VARIACION DE LA RELACION DE REFLUJO A LA TORRE FRACCIONADORA

Siguiendo con el esquema ya descrito se efectuó una corrida con el simulador de procesos, variando la relación de reflujo de domos en el rango de 10.0 - 25.0, obteniendo los valores que se reportan en la tabla 6.3.

La tendencia que presenta el parámetro Rendimiento - Pureza al variar la relación de reflujo del domo de la torre fraccionadora indica que a valores hasta de 10.0, se obtendrán valores del parámetro bastante aceptables, el hecho de operar con relaciones de reflujo menores a las que se especifican por diseño (rango de 20.0 - 23.0), hará posible disminuir los trabajos de bombeo del sistema de reflujo a la torre, lo que incidirá en menores costos de operación del proceso.

ESTA TERCERA PAGINA
SALIO DE LA BIBLIOTECA

Tabla 6.3 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la variación de la relación de reflujo de la opción de mejora No. 1

RELACION DE REFLUJO	PUREZA DEL PROPILENO (% MOL)	RENDIMIENTO DEL PROPILENO (%)
10.0	99.41	99.59
10.5	99.42	99.59
11.0	99.42	99.60
11.5	99.42	99.60
12.0	99.42	99.60
12.5	99.42	99.60
13.0	99.42	99.60
13.5	99.43	99.60
14.0	99.43	99.60
14.5	99.43	99.60
15.0	99.43	99.60
15.5	99.43	99.60
16.0	99.43	99.60
16.5	99.43	99.61
17.0	99.43	99.61
17.5	99.43	99.61
18.0	99.43	99.61
18.5	99.43	99.61
19.0	99.43	99.61
19.5	99.43	99.61
20.0	99.44	99.61
20.5	99.44	99.61
21.0	99.44	99.61
21.5	99.44	99.61
22.0	99.44	99.61
22.5	99.44	99.61
23.0	99.44	99.61
23.5	99.44	99.61
24.0	99.44	99.61
24.5	99.44	99.61
25.0	99.44	99.61

**6.2.3 SENSIBILIDAD DEL PARAMETRO RENDIMIENTO - PUREZA
COMO FUNCION DE LA VARIACION DE LAS CONDICIONES
DE PRESION - TEMPERATURA DE LA TORRE FRACCIONADORA**

En este caso de simulación se hizo variar las condiciones de presión y temperatura, encontrándose que hasta valores de presión de 15.7932 Kg/cm² abs. el valor del parámetro Rendimiento - Pureza es aceptable, como puede observarse en la Tabla 6.4.

Tabla 6.4 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la variación de las condiciones de presión - temperatura de la torre fraccionadora de la opción de mejora No. 1.

PRESION (Kg/cm ² abs.)	TEMPERATURA (°C)	PUREZA DEL PROPILENO (% Mol)	RENDIMIENTO DEL PROPILENO (%)
20.7932	60.0	99.44	99.62
	58.0	99.44	99.62
	56.0	99.44	99.61
	54.0	99.44	99.61
	52.0	99.44	99.62
	50.0	99.44	99.62
	48.0	99.44	99.62
	46.0	99.44	99.62
	44.0	99.44	99.62
	42.0	99.44	99.62
19.7932	40.0	99.44	99.62
	60.0	99.45	99.63
	58.0	99.45	99.63
	56.0	99.45	99.63
	54.0	99.45	99.63
	52.0	99.45	99.63
	50.0	99.45	99.63
	48.0	99.45	99.63
	46.0	99.45	99.63
	44.0	99.45	99.63
18.7932	42.0	99.45	99.63
	40.0	99.45	99.63
	60.0	99.46	99.64
	58.0	99.46	99.64
	56.0	99.46	99.64
	54.0	99.46	99.64
	52.0	99.46	99.64
	50.0	99.46	99.64
	48.0	99.46	99.64
	46.0	99.46	99.64
18.7932	44.0	99.46	99.64
	42.0	99.46	99.64
	40.0	99.46	99.64
	38.0	99.46	99.64

Tabla 6.4 (Continuacion)

PREMION (Kg/cm ² abs.)	TEMPERATURA (°C)	PUREZA DEL PROPILENO (% Mol)	RENDIMIENTO DEL PROPILENO (%)
17.7932	60.0	99.47	99.63
	58.0	99.47	99.63
	56.0	99.47	99.63
	54.0	99.47	99.63
	52.0	99.47	99.63
	50.0	99.47	99.63
	48.0	99.47	99.63
	46.0	99.47	99.63
	44.0	99.47	99.63
	42.0	99.47	99.63
16.7932	40.0	99.47	99.63
	60.0	99.48	99.66
	58.0	99.48	99.66
	56.0	99.48	99.66
	54.0	99.48	99.66
	52.0	99.48	99.66
	50.0	99.48	99.66
	48.0	99.48	99.66
	46.0	99.48	99.66
	44.0	99.48	99.66
15.7932	42.0	99.48	99.66
	40.0	99.48	99.66
	60.0	99.49	99.67
	58.0	99.49	99.67
	56.0	99.49	99.67
	54.0	99.49	99.67
	52.0	99.49	99.67
	50.0	99.49	99.67
	48.0	99.49	99.67
	46.0	99.49	99.67
15.7932	44.0	99.49	99.67
	42.0	99.49	99.67
	40.0	99.49	99.67
	40.0	99.49	99.67

6.2.4 OPCION DE MEJORA NO. 1 VIA SIMULACION POR ANALISIS DE SENSIBILIDAD

Los resultados obtenidos por medio del análisis de sensibilidad de la simulación de la opción de mejora No. 1, indican que adoptando los rangos de operación que se presentan en la Tabla 6.5, se obtendrán valores del parámetro Rendimiento - Pureza aceptables, lo que conlleva a tener importantes disminuciones de servicios (agua de enfriamiento, electricidad, etc.), que incidirán decisivamente en los costos de operación, la factibilidad de esta primera opción será discutida en el Capítulo No. 8 (Selección de la opción de mejora para el proceso de separación de propano - propileno de la torre fraccionadora 16-E).

Tabla 6.5 Condiciones de operación de la torre fraccionadora de propano - propileno que originan valores aceptables del parámetro Rendimiento - Pureza de la Opción de Mejora No. 1.

CONDICIÓN DE OPERACION	VALOR RECOMENDADO	OBSERVACIONES
Plato de alimentación	Plato No. 80, 84 ó 88	Rendimiento = 99.61 % Pureza = 99.43 % Mol
Relación de Reflujo	10.0	Rendimiento = 99.41 % Pureza = 99.59 % Mol
Presión (Kg/cm ² abs.)	15.7932	Rendimiento = 99.67 % Pureza = 99.49 % Mol
Temperatura (° C)	Rango de 60 - 40	

C A P I T U L O 7

OPCION DE MEJORA No. 2

PROCESO DE PRODUCCION DE PROPILENO CON BOMBA DE CALOR Y EXPANSION DE DOMOS DE LA TORRE FRACCIONADORA

7

OPCION DE MEJORA No. 2

PROCESO DE PRODUCCION DE PROPILENO CON BOMBA DE CALOR Y EXPANSION DE DOMOS DE LA TORRE FRACCIONADORA

Al establecer el uso de un proceso de producción de propileno con bomba de calor y expansión de domos de la torre fraccionadora, se pueden especificar condiciones de presión y temperatura con valores menores a los ya estudiados para los casos vistos en capítulos anteriores. Este hecho lógicamente disminuye el uso de servicios para el proceso, pero también se tiene que el número de equipos aumenta.

Esta opción de mejora fue tomada en base a la propuesta presentada por la Cia. Sulzer Chemtech de Suiza, a la Refinería "Miguel Hidalgo", de Tula Hgo., con fecha 6 de Enero 1992.

Se efectuó la simulación del proceso dado modificando la estructura del proceso original, esto debido a que la propuesta garantizaba una pureza del producto en el destilado con un 5.0 % mol de propano, lo que no satisface los requerimientos actuales de producto terminado.

7.1 DESCRIPCION DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

La corriente de alimentación tiene tres posibles entradas a la torre fraccionadora C-1 que son : al plato #80, al plato #84 ó al plato #88, como puede observarse en la Figura 7.1.

Los vapores de propileno que salen por el domo de la torre fraccionadora C-1 son enviados al tanque acumulador S-1, ésta corriente aunada a la corriente de vapores provenientes del tanque acumulador V-1 entran a éste primero.

El tanque S-1 que tiene como función el servir como acumulador, es también el tanque de succión del compresor CMP-1, el cuál comprime los vapores que salen por la parte superior del tanque y los envía al cambiador de calor HEX-2, donde se aumenta la temperatura de la corriente por medio de vapor de agua, a fin de que ésta transmita su calor a la corriente de fondos de la torre fraccionadora en el rehervidor HEX-1.

Figura 7.1 Opción de mejora No. 2 con bomba de calor y expansión de domos de la torre fraccionadora.

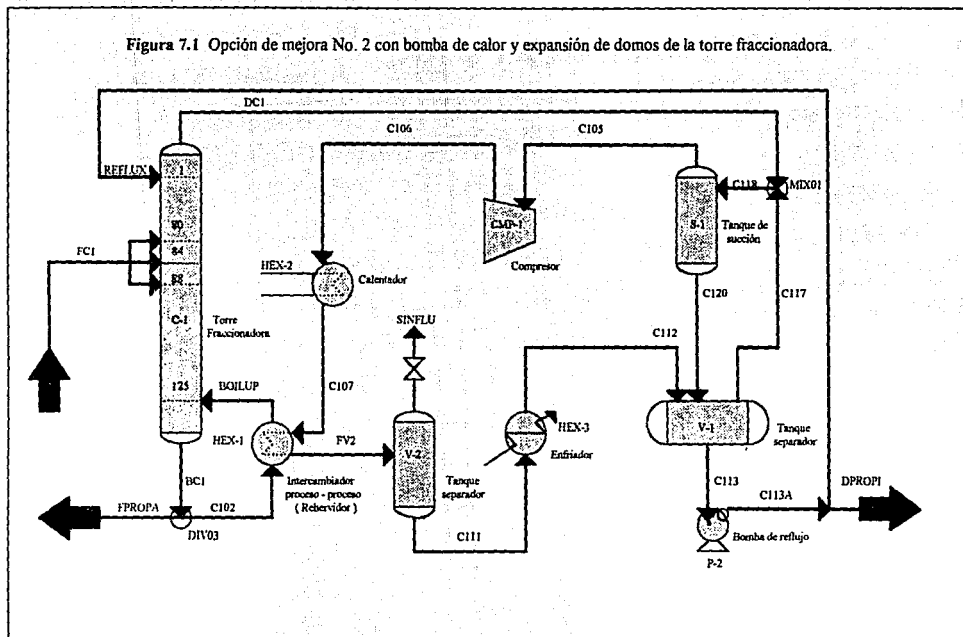


Tabla 7.1 (Continuación)

CORRIENTE	SINFLU	C111	C112	C113	C113A	DPROPI	REFLUX
COMPONENTE:kg/h							
FASE		L/V	LIQUIDA	LIQUIDA	LIQUIDA	LIQUIDA	LIQUIDA
PROPANO		5687.0	5687.0	5050.0	5050.0	480.0	45470.0
PROPILENO		130680.0	130680.0	114640.0	114640.0	10904.0	103730.0
FLUJO TOTAL: kg/h	0.0	136370.0	136370.0	119690	119690	11384.0	108300.0
T (°C)		40.65	35.0	19.54	19.54	19.54	19.54
P (kg/cm ² abs.)		16.98	16.93	10.19	10.19	10.19	10.19
P.M (PROMEDIO)		42.16	42.16	42.16	42.16	42.16	42.16

CORRIENTE	C120	C117	BC1	F/PROPA	C102A	BOILUP
COMPONENTE:kg/h						
FASE		VAPOR	VAPOR	LIQUIDA	LIQUIDA	L/V
PROPANO		637.0	200000.0	2474.48	197520.0	197520.0
PROPILENO		16048.0	2.0	0.019	2.0	2.0
FLUJO TOTAL: kg/h	0.0	16685.0	200002.0	2474.5	197522.0	197522.0
T (°C)		19.54	27.28	27.28	27.28	30.0
P (kg/cm ² abs.)		10.29	10.29	10.29	10.29	10.15
P.M (PROMEDIO)		44.09	44.09	44.09	44.09	44.09

PARA EL PROPILENO SE TIENE:

RENDIMIENTO = 100 %

PUREZA = 95.96 % Mol

7.3 ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE LA SIMULACION DE LA OPCION DE MEJORA No. 2

Dando un tratamiento similar al efectuado a las simulaciones de los capítulos anteriores, se encontró que al variar platos de alimentación, relaciones de reflujo y condiciones de presión - temperatura, la respuesta del proceso fué la de mantener constante la pureza del propileno, esto es en valores de 95.96 % mol.

Asimismo un valor constante de 100 % de rendimiento fué obtenido al efectuar los cambios descritos. Lo anterior hace suponer que se requeriría otro tipo de torre (empacada) en específico para éste proceso, lo que lograría incrementar la pureza del producto descado.

En términos generales podemos calificar ésta opción como no muy atractiva por las siguientes causas:

- 1.- Requiere de adición de equipos para su implementación.
- 2.- El producto obtenido no cumple con la pureza que se está buscando.
- 3.- Requiere de servicios de agua de enfriamiento y vapor de calentamiento, lo que provoca un aumento en los costos de operación.
- 4.- En caso de implementación requiere espacio adicional para la instalación de equipos nuevos.

C A P I T U L O 8

SELECCION DE LA OPCION DE MEJORA PARA EL PROCESO DE SEPARACION DE PROPANO - PROPILENO DE LA TORRE FRACCIONADORA 16-E

8

SELECCION DE LA OPCION DE MEJORA PARA EL PROCESO DE SEPARACION DE PROPANO - PROPILENO DE LA TORRE FRACCIONADORA 16-E

La selección de la opción de mejora para el proceso de separación del propileno puede decidirse de acuerdo a varios criterios:

- 1) La Factibilidad Técnica.
- 2) La rentabilidad de la opción de mejora y costos de operación.

Por lo que se hará un análisis en base a los criterios anteriores, tomando como referencia los resultados obtenidos en las corridas del simulador de las opciones de mejora propuestas.

8.1 FACTIBILIDAD TECNICA DE LAS OPCIONES DE MEJORA

Según los resultados obtenidos en la simulación de las opciones de mejora, si es factible técnicamente implantar cualquiera de ellas.

Esto es posible gracias a la flexibilidad del proceso mismo, ya que el hecho de efectuar variaciones de las principales condiciones de operación de la torre y las modificaciones de la estructura del proceso (adición de equipos tales como compresores, cambiadores de calor, etc.), tienen una buena respuesta, como se ha visto tomando como referencia el parámetro Rendimiento - Pureza. En el caso de que no se hubiesen obtenido resultados efectivos de éste parámetro, de inmediato se habría pensado en la no factibilidad técnica de las opciones de mejora.

Pero el hecho de que las opciones de mejora sean técnicamente factibles, no las libera de otros aspectos, que son en última instancia decisivos para su elección. Si se refiere el análisis de factibilidad técnica a la adición de nuevos equipos (como lo requiere la opción No.2), se ve que para llevarla a cabo se necesitará que la planta de proceso existente cuente con un espacio suficiente que de albergue a tales equipos.

La planta de Cracking Catalítico Fluidizado FCC No.1 se caracteriza por contar con un gran número de equipos, líneas de proceso y servicio, cuya localización es estratégica. Esta condición indica que una ampliación requerirá de un área adicional, la cuál no se tiene.

Ahora, el hecho de construir o modificar el proceso de la Planta Fraccionadora de Propano - Propileno significa riesgos (trabajos de corte y soldadura, libranzas eléctricas, realización de tappings, etc), los cuáles no son insalvables, pero si de alto riesgo.

Aunado a lo anterior debe tomarse en cuenta también que los espacios para efectos de mantenimiento de los equipos se verían restringidos. Aún más, otro factor que hace prohibitivo la adición de equipos son las especificaciones de seguridad, las cuáles determinan distancias mínimas entre equipos en operación, tales especificaciones no permitirían su violación, so pena de poner en riesgo al personal operativo y a las mismas instalaciones.

Así, la factibilidad técnica en base a lo anteriormente expuesto eliminaría de entrada a la opción de mejora No. 2.

3.2 RENTABILIDAD DE LAS OPCIONES DE MEJORA Y COSTOS DE OPERACION

La rentabilidad es una medida de las ventajas financieras que se obtienen de la realización de un proyecto, tomando en cuenta los capitales aportados para llevarlo a cabo.

Partiendo de ésta definición vemos que la opción de mejora del caso base no requiere de inversión alguna para lograr la obtención de productos terminados que se están necesitando actualmente.

Así el proceso de producción de propileno de alta pureza con rendimientos superiores a los de diseño, pueden obtenerse con la manipulación adecuada de las condiciones de operación; El hecho de operar el proceso como ya se ha sugerido en el Capítulo 5, impactará en la disminución de servicios tales como agua de enfriamiento, vapor de calentamiento, energía eléctrica, etc.

Con referencia a la opción de mejora No. 1, se tiene que los resultados que proporciona la simulación son casi los mismos que los obtenidos para la opción de mejora del caso base.

La diferencia estriba en que se requiere la adición de equipos como son: compresor e intercambiador de calor proceso-proceso, así como una válvula de expansión. La implantación de ésta opción de mejora lograría la eliminación del condensador de domos 57-C1/C6 y del rehervidor de fondos 58-C.

Así, se requeriría una inversión para los nuevos equipos, la Tabla 8.1 presenta los costos por concepto de adquisición de los mismos. Los costos se manejan en dólares por razones obvias. (La estimación de los mismos fué efectuada por medio del simulador ASPEN PLUS versión 9.1-3 Mayo / 1995 de acuerdo al manual de costos del mismo).

Tabla 8.1 Estimación de costos de equipos nuevos para la opción de mejora No. 1

EQUIPO	SERVICIO	COSTO (US\$)
I-J	COMPRESOR DE PROCESO	643 050.00
EXP-I	VALVULA DE EXPANSION	10 750.00
56-C	INTERCAMBIADOR PROCESO - PROCESO	102 100.00
		TOTAL = 755 900.00 US\$

A estos costos habría que aumentar los costo por concepto de montaje, pruebas y arranque, lo que haría que el costo total fuese significativo.

Cabe entonces preguntar si realmente convendría la implantación de ésta opción de mejora, teniendo como referencia la opción de mejora del caso base, la cuál no requiere de inversión alguna. La respuesta estará dada cuando se efectúe el análisis de costos de operación.

Se tiene un proceso que aporta por concepto de ventas de productos terminados, propano y propileno, el ingreso anual que se presenta en la Tabla 8.2:

Tabla 8.2 Ingreso anual por concepto de ventas de producto terminado del proceso de separación de propano - propileno.

PRODUCTO	PRODUCCION ANUAL	COSTO POR UNIDAD	INGRESO POR VENTA (USD)
PROPANO	585 225.00 B	13.18 USD/B	7 713 266.00
PROPILENO	74 445.36 TON	436.42 USD/TON	32 489 444.00
			TOTAL = 40 202 710.00 US\$

Los cálculos anteriores se efectuaron en base a las condiciones de diseño y los precios interorganismos de productos petrolíferos comercializados por Pemex - Refinación - Petroquímica. (Véase Tabla A del Apéndice I)

Así tenemos en pie aún las opciones de mejora del caso base y la No. 1, con resultados de simulación muy parecidos y morfologías del proceso muy diferentes. Cada opción es capaz de proporcionar los productos requeridos con especificaciones aceptables, pero sólo uno de ellos será seleccionado.

Los costos de operación son los gastos día a día que tiene un proceso con relación a la operación de producción o manufactura del producto deseado. Tales costos se dividen en fijos y variables.

Los costos variables son los costos de materia prima, servicios, tratamiento de desechos, catalizadores y pago por derecho de uso del proceso.

Los costos fijos incluyen los costos por trabajos de operación, mantenimiento y suministro, costos generales y administrativos, seguro, impuestos y depreciación.

La estimación a realizar sólo se referirá a los costos originados por concepto de materias primas y servicios (agua, vapor, etc.), ésto debido a que el proceso ya existe y ello nos evita la búsqueda de los costos ya enunciados.

Así, efectuando la estimación de costos de operación, obtenemos los resultados que se dan en la Tabla 8.3. En ella también se presenta la estimación del proceso del caso base bajo condiciones de diseño para una mejor comparación.

Tabla 8.3 Sumario de estimaciones de costos de operación anuales de las opciones de mejora.

PARAMETRO	PROCESO CASO BASE CONDICIONES DE DISEÑO	OPCION DE MEJORA DEL CASO BASE	OPCION DE MEJORA NO. 1
CAPACIDAD : B / D	4000	4000	4000
PRODUCTO PRINCIPAL	PROPILENO	PROPILENO	PROPILENO
SUBPRODUCTO	PROPANO	PROPANO	PROPANO
DIAS / AÑO DE OPERACION	346	346	346
TOTAL MATERIA PRIMA : US\$	27 389 360.00	27 389 360.00	27 389 360.00
TOTAL SERVICIOS : US\$	2 246 617.00	2 130 759.00	377 523.00
TOTAL COSTO DE OPERACION (US\$)	29 635 977.00	29 520 119.00	27 766 889.00

Los resultados presentados indican que la opción de mejora No. 1 es la de menor costo de operación, ésto es el efecto que tiene la eliminación de servicios de agua de enfriamiento y vapor de calentamiento, ya que como se

expuso en el Capítulo 6, ésta opción no requiere de tales servicios y ante la baja considerable de los costo de operación resulta ser una opción bastante atractiva.

Esta opción, como ya se ha dicho anteriormente, requiere de una inversión aproximada de **755 900.00 US\$**, si en base a ésta inversión calculamos la anualidad de la misma, tomando una tasa de interés del 25.0% (el rango de las tasas de interés para proyectos industriales es del 20.0 - 25.0 %), y un tiempo para cubrir dicha inversión de 10 años, se tiene entonces que el cálculo de la anualidad de la inversión puede ser efectuado a partir de la ecuación:

$$A = I [i (1 + i)^n / ((1 + i)^n - 1)] \dots\dots\dots (1)$$

Donde:

A= Anualidad o pago anual periódico.

I = Inversión a valor presente = 755 900.00 US\$

i = Tasa de interés = 25%

n = Número de periodos = 10 años

Luego sustituyendo valores en la ecuacion (1), obtenemos que:

$$A = 211\,706.85 \text{ US\$}$$

Ahora es posible efectuar el cálculo del monto de la deuda a lo largo de 10 años, por medio de la ecuación:

$$S = I (1 + i)^n \dots\dots\dots (2)$$

Donde:

S = Valor futuro de la deuda (inversión)

Así, sustituyendo los diferentes valores de n (0,1,2,...,10) se tiene:

AÑO	DEUDA (US\$)
0	755 900.00
1	944 875.00
2	1 181 093.00
3	1 476 367.18
4	1 845 458.98
5	2 306 823.73
6	2 883 529.66
7	3 604412.08
8	4 505 515.09
9	5 631 893.87
10	7 039 867.34

Si se considera que los pagos anuales serán los mismos a través de los 10 años para liquidar la deuda, entonces el comportamiento de pago - adeudo para el año No. 1 será:

$$\textcircled{a} \quad n = 1 \Rightarrow \text{Adeudo} = 944\,875.00 \text{ US\$}$$

$$\Rightarrow \text{Pago anual} = 211\,706.85 \text{ US\$}$$

La deuda será simplemente la diferencia del adeudo menos el pago anual, por lo que :

$$\text{Deuda} = 733\,168.15 \text{ US\$}$$

Luego, el adeudo para $n = 2$ puede ser calculado por medio de la Ec. (2), con los datos obtenidos para $n = 1$:

$$\textcircled{a} \quad n = 2 \Rightarrow S = 733\,168.15 (1.25)^1 = 916\,460.19 \text{ US\$}$$

$$\Rightarrow \text{Pago anual} = 211\,706.85 \text{ US\$}$$

$$\therefore \text{Deuda} = 704\,753.34 \text{ US\$}$$

Efectuando los cálculos para el periodo total y tabulando resultados se obtiene:

AÑO	ADEUDO (US\$)	PAGO (US\$)	DEUDA (US\$)
0	755 900.00		
1	944 875.00	211 706.85	733 168.15
2	916 460.19	211 706.85	704 753.34
3	880 941.19	211 706.85	669 234.82
4	836 543.53	211 706.85	624 836.67
5	781 045.85	211 706.85	569 338.99
6	711 673.75	211 706.85	499 966.90
7	624 958.62	211 706.85	413 251.78
8	516 564.71	211 706.85	304 857.86
9	381 072.33	211 706.85	169 365.48
10	211 706.85	211 706.85	0.0

El objeto de haber efectuado los cálculos anteriores es para conocer el comportamiento que tendría la inversión en caso de efectuarse, además en todo estudio económico es importante considerar que cantidades de dinero diferentes, aplicadas en tiempos distintos pueden ser equivalentes.

Si en base a la inversión ya descrita, determinamos la cantidad de dinero que ingresa por año, ésto es, el Ingreso Neto Anual (INA), a fin de comparar una y otra opción, se tiene que éste será igual al ingreso por concepto de ventas de productos (propano y propileno), menos la suma de los costos de operación (para la opción de mejora No. 1 se incluye el monto de la inversión por concepto de adición de equipos nuevos).

Así para fines de calculo se tiene la ecuación:

$$INA = \text{INGRESO POR VENTA PRODUCTOS} - (\text{COSTOS DE OPERACION} + \text{INVERSION})$$

Luego, efectuando cálculos obtenemos los resultados que se presentan en la Tabla 8.4 :

Tabla 8.4 Resultados del ingreso anual neto de las opciones de mejora en comparación con el proceso caso base bajo condiciones de diseño.

INDICADOR	PROCESO CASO BASE CONDICIONES DE DISEÑO	OPCION DE MEJORA DEL CASO BASE	OPCION DE MEJORA No. 1
INGRESO ANUAL NETO : (US\$)	10 566 733.00	10 682 591.00	12 435 821.00
DIFERENCIA DEL INGRESO ANUAL NETO ENTRE OPCIONES DE MEJORA Y DISEÑO : (US\$)	0,0	115 858.00	1 869 088.00

Puede verse que la opción de mejora No. 1 es la que presenta el mayor ingreso anual neto, por lo que su inversión puede considerarse como viable, el riesgo de la inversión está cubierta por el ahorro obtenido, y el retorno de la misma se lograría en un lapso dado por:

$$\text{ROI} = (I / \text{INA}) \text{ 12 Meses} \dots\dots\dots (3)$$

Sustituyendo valores se tiene:

$\text{ROI} = 4.85 \text{ Meses}$

En cuanto a la opción de mejora del caso base, se tiene que ésta presenta costos de operación y de ingreso anual neto que no son tan impactantes como los de la opción No. 1, sólo tiene a su favor el no necesitar de inversión alguna, pero no compete con los beneficios económicos que brinda la opción No. 1

Efectuando un análisis de los resultados obtenidos de la selección de la opción de mejora para el proceso de separación de propano - propileno de la torre fraccionadora 16-E, se tiene que la opción de mejora es la No. 1, que corresponde al proceso de producción de propileno con bomba de calor con ebullición por flash del líquido de fondos de la torre fraccionadora.

Definitivamente los parámetros que hacen efectiva su selección son los márgenes de ingreso que brinda, así como la recuperación de la inversión a corto plazo.

El hecho de eliminar los servicios de agua de enfriamiento y de vapor de calentamiento, hacen que los costos operativos disminuyan en un porcentaje del 6.3 %, que traducido a dinero significa un ahorro de aproximadamente de 1 870 000.00 US\$, lo que permite correr el riesgo de la inversión, cuyo monto aproximado es de 756 000.00 US\$.

CAPITULO 9

C O N C L U S I O N E S

9

CONCLUSIONES

El objetivo que dió origen al presente trabajo fué el de proponer la mejor de las opciones a fin de operar la Planta Fraccionadora de propano - propileno, en específico la torre fraccionadora 16-E de la unidad de Cracking Catalítico Fluidizado FCC No. 1 de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime", ubicada en Salina Cruz, Oax. .

El obtener las mejores condiciones de operación o la mejor opción, incide directamente en el parámetro Rendimiento - Pureza en base al propileno, lo que trae como consecuencia un incremento en las utilidades del proceso y un abatimiento de los costos operativos.

Para ello fue necesario en primera instancia llegar a una simulación confiable del proceso bajo condiciones de diseño, lo cual significó no tener errores considerables en las propiedades de cada corriente del proceso mismo. La razón de lo anterior fué en sí : generar la base para crear las opciones de mejora.

De esta etapa de síntesis se obtuvieron tres posibles opciones, la primera de ellas fue producto del análisis de sensibilidad de la simulación obtenida del caso base bajo condiciones de diseño. En ella se efectuó la variación de las principales condiciones que gobiernan la operación de la torre fraccionadora 16-E.

Como resultado la opción de mejora del caso base reveló que es posible obtener los productos deseados con especificaciones que cumplen con los requerimientos exigidos: alta pureza y rendimiento. Necesitando sólo el ajuste de las condiciones de presión y temperatura, no requiriendo para ello de inversión alguna.

Esta opción al ser sometida al criterio de selección resultó ser factible técnicamente y sobre todo rentable, al no requerir de inversión como ya se ha dicho. Resultando ser una opción atractiva desde cualquier punto de vista.

Posteriormente tomando como base el uso de bombas de calor en sistemas de destilación, se modificó el proceso base, logrando acoplar al proceso equipos que dieran oportunidad de aprovechar al máximo las energías de las corrientes del domo y fondo de la torre fraccionadora, generándose así la opción de mejora No. 1 .

Al producirse este cambio se eliminaron los equipos de intercambio de calor (condensador y rehevridor), lo que reflejó una gran disminución de los costos de operación del orden del 6.3 %, que naturalmente abatió sus costos en comparación con las demás opciones, e hizo de esta opción la efectiva para el proceso de la planta fraccionadora.

Hubo una cierta confusión en su selección, y ello se debió al hecho de que se requería de inversión para su implementación, pero el estimado de ingresos anuales netos demostró que esta opción brinda beneficios económicos a corto plazo y sobre todo la especificación de los productos está por encima de los valores dados por el proceso bajo condiciones de diseño.

Las ventajas del uso de esta opción se resumen principalmente en los siguientes puntos:

- 1.-) Elimina la necesidad del uso de servicios de agua de enfriamiento y vapor de calentamiento.
- 2.-) Abate costos de operación.
- 3.-) Da versatilidad para operar el proceso a condiciones de presión y temperatura menores, lo que incrementa la separación de los componentes.
- 4.-) Provoca que el parámetro Rendimiento - Pureza referido al propileno presente excelentes valores, mismos que incrementan las utilidades del proceso.
- 5.-) Disminuye la relación de reflujo, lo que permite ahorros en los costos de bombeo.

Las desventajas para la implementación de esta opción de mejora serían:

- a.-) Modificación del proceso actual, implicando la adición de nuevos equipos.
- b.-) Inversión por concepto de equipos nuevos, montaje, pruebas y arranque.

Hubo una tercera opción de mejora (opción No. 2), que fué tomada en base a la propuesta presentada por la Cia. Sulzer Chemtech de Suiza a la refinería de "Miguel hidalgo" de Tula, Hgo. Tal propuesta establecía el uso de una torre empacada para lograr la separación del propileno, pero la garantía del proceso especificaba el propileno producido con una pureza del 95.0 % mol.

Efectuando cambios en la morfología del proceso y tomando como base la torre fraccionadora 16-E, se simuló el proceso, obteniéndose purezas del orden del 96.0 % mol y rendimientos del 100 %. Las desventajas de éste

proceso que determinaron en su eliminación como posible opción de mejora fueron:

- a.-) Inversión por concepto de equipos nuevos, montaje, pruebas y arranque.
- b.-) Necesidad de espacio para la instalación de equipos nuevos tales como : compresor, calentador, condensadores y tanques de separación.
- c.-) Baja pureza del producto deseado.
- d.--) Altos costos de operación.

Por todo lo anterior se eligió la opción de mejora No. 1 a fin de que sea considerada a tiempo presente y futuro. Adicionalmente ésta opción también aplica para la planta de Cracking Catalítico Fluidizado FCC No. 2, ya que cuenta con una Planta Fraccionadora de propano - propileno similar a la de la Planta Catalítica FCC No. 1 .

CAPITULO 10

BIBLIOGRAFIA

10

BIBLIOGRAFIA

1. Henley E.J. & J.D. Seader
Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química.
Ed. REPLA S.A. 1990
2. Peters M.S. & K.D. Timmerhaus
Plant design and economics for chemical engineers.
Ed. McGraw-Hill 1968
3. Valle-Riestra J. Frank
Project evaluation in the chemical process industries.
Ed. McGraw-Hill 1976
4. Westerberg A. W., et al.
Process flowsheeting
Melbourne, Cambridge (1976)
5. Guthrie Kenneth M.
Capital and operating cost for 54 chemical processes.
Chem. Eng. 77:140 (June 15, 1970)
6. Dickens S. P.
How to estimate operating costs.
Petrol. Refiner 40 (7) : 133 (1961)
7. Nelson W. L.
Summary of process operating cost.
Oil & Gas J., 59 (29) : 99 (1961)
8. Nelson W. L.
Three ways of stating operating cost.
Oil & Gas J., 63(7) : 118 (1965)
9. Pedemera Romano Esteban J.
Simulación y propuestas de mejora a la planta de desintegración catalítica de la refinería de Tula, Hidalgo.
Tesis de licenciatura UNAM (1994)

10. Manual de la planta fraccionadora de propano - propileno 4000 B/D.
Especificaciones de proceso
Proyecto PEMEX R-182-33-04
11. Manual de operación de la planta fraccionadora de propano - propileno.
Proyecto PEMEX R-182-33-04
12. Planta fraccionadora de propano - propileno 4000 B/D
Dibujos y manuales de fabricante
Proyecto PEMEX R-182-33-04
13. Manual de proceso planta catalítica FCC No. 1
Proyecto PEMEX R-182-33-01
14. Aspen Technology Inc. "ASPEN PLUS Guide to Physical Properties"
1995
15. Aspen Technology Inc. "ASPEN PLUS Interactive Simulation"
1995
16. Aspen Technology Inc. "ASPEN PLUS User Guide"
1995
17. Aspen Technology Inc. "ASPEN PLUS Costing Manual"
1995

A P E N D I C E I

PRECIOS INTERORGANISMOS 1995 DE PRODUCTOS
PETROLEROS. REFINERÍA SALINA CRUZ

Tabla A Precios interorganismos 1995 de productos de la refinería de Salina Cruz.

SALINA CRUZ	UNIDAD	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE
GAS LICUADO	US\$ / B	13.55	12.90	13.16
PROPANO-PROPILENO	US\$ / B	20.13	19.95	19.79
BUTANOS-BUTILENOS	US\$ / B	14.39	13.41	13.74
PROPANO	US\$ / B	13.40	12.98	13.18
PROPILENO	US\$ / TON	445.00	445.83	436.42
ISOBUTANO	US\$ / B	21.75	20.32	20.01
BUTANO	US\$ / B	15.40	14.59	15.03
MAGNA SIN	US\$ / B	23.75	20.61	21.30
NOVA	US\$ / B	20.35	17.41	18.53
TURBOSINA	US\$ / B	19.88	25.68	20.75
DIESEL SIN	US\$ / B	19.36	18.54	20.87
COMBUSTOLEO PESADO	US\$ / B	10.25	9.35	9.13
ASFALTO No. 6	US\$ / B	15.74	15.80	15.80
MTBE	US\$ / B	38.68	39.17	34.76
TAME	US\$ / B	32.25	28.39	28.17
AGUA DE ENFRIAMIENTO	N\$ / m ³	-----	-----	0.3795
VAPOR (MEDIA Y ALTA PRESION)	N\$ / TON	-----	-----	51.58
ELECTRICIDAD (TARIFA OM DE CFE)	N\$ / Kwh	-----	-----	0.2276

A P E N D I C E II**RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL PROCESO DEL
CASO BASE PARA LA OBTENCION DE LA OPCION DE
MEJORA POR ANALISIS DE SENSIBILIDAD**

RESULTADOS DE LA SIMULACION

Tabla A-1 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la localización del plato de alimentación del caso base.

STREAM ID	B16E	BOILUP	D53F	D57C1	DES62J
FROM :	16-E	58-C	57-C1	16-E	62-J
TO :	DIVB16E	16-E	53-F	57-C1	DIVD16E
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	MIXED	LIQUID	VAPOR	LIQUID
COMPONENTS: MOLE FRAC					
ETANO	0	0	4.4168-03	4.4168-03	4.4168-03
PROPANO	0.961	0.961	1.1887-03	1.1887-03	1.1887-03
PROPILENO	7.6383-03	7.6383-03	0.9943	0.9943	0.9943
N-BUTANO	3.7332-04	3.7332-04	0	0	0
ISOBUTANO	2.4442-02	2.4442-02	1.2913-32	1.2913-32	0
BUTILENO	6.5304-03	6.5304-03	3.5301-33	3.5301-33	0
AGUA	0	0	0	0	0
COMPONENTS: KG/HR					
ETANO	0	0	594.0313	594.0313	594.0313
PROPANO	2.3718+05	2.3264+05	234.4643	234.4643	234.4643
PROPILENO	1799.0023	1764.5451	1.8717+05	1.8717+05	1.8717+05
N-BUTANO	121.4462	119.1201	1.7172-33	1.7172-33	0
ISOBUTANO	7951.457	7799.1587	3.3570-27	3.3570-27	0
BUTILENO	2050.7424	2011.4635	8.8592-28	8.8592-28	0
AGUA	0	0	0	0	0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	5596.887	5489.687	4472.8742	4472.8742	4472.8742
KG/HR	2.4911+05	2.4434+05	1.8800+05	1.8800+05	1.8800+05
L/MIN	9803.2376	7.9254+04	6637.7964	6.7556+04	6616.1178
STATE VARIABLES:					
TEMP C	61.2656	62	46	50.1681	46.5965
PRES KG/SQCM	21.7932	21.7229	20.9826	21.1232	24.6332
VFRAC	0	0.981	0	1	0
LFRAC	1	1.8966-02	1	0	1
SFRAC	0	0	0	0	0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	1.2702	1.5378	1639.9641	4562.2371	1649.9794
CAL/GM	-613.3201	-563.2053	39.0185	108.5482	39.2568
MMKCAL/HR	-152.7845	-135.1697	7.3354	20.4066	7.3602
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-77.7992	-69.8029	-48.8934	-39.8512	-48.8859
CAL/GM-K	-1.7479	-1.5683	-1.1632	-0.9481	-1.1631
DENSITY:					
MOL/CC	9.5154-03	1.1544-03	1.1231-02	1.1035-03	1.1268-02
GM/CC	0.4235	5.1382-02	0.472	4.6381-02	0.4735
AVG MW	44.5081	44.5081	42.0303	42.0303	42.0303

Tabla A-1 (Continuación)

STREAM ID	DPROPI	F16EA	F58C	F62J	FPROPA
FROM :	DIVD16E	—	DIVB16E	53-F	DIVB16E
TO :	—	16-E	58-C	62-J	—
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
COMPONENTS: MOLE FRAC					
ETANO	4.4166-03	2.9373-03	0	4.4166-03	0
PROPANO	1.1887-03	0.3226	0.961	1.1887-03	0.961
PROPILENO	0.9943	0.6838	7.6383-03	0.9943	7.6383-03
N-BUTANO	0	1.2499-04	3.7332-04	0	3.7332-04
ISOBUTANO	0	8.1868-03	2.4442-02	0	2.4442-02
BUTILENO	0	2.1873-03	6.5304-03	0	6.5304-03
AGUA	0	0	0	0	0
COMPONENTS: KG/HR					
ETANO	28.2675	28.2675	0	594.0313	0
PROPANO	11.1572	4554.0705	2.3284+05	234.4643	4542.9108
PROPILENO	8906.575	8941.0341	1764.5451	1.8717+05	34.4572
N-BUTANO	0	2.3251	119.1201	0	2.3261
ISOBUTANO	0	152.2946	7799.1587	0	152.2982
BUTILENO	0	39.278	2011.4635	0	39.2789
AGUA	0	0	0	0	0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	212.8482	320.0462	5489.687	4472.8742	107.2
KG/HR	8945.9998	1.3717+04	2.4434+05	1.8600+05	4771.2713
L/MIN	314.8345	477.3402	9615.4713	6640.4692	187.7683
STATE VARIABLES:					
TEMP C	46.5965	44	61.2656	45.8722	61.2656
PRES KG/SQCM	24.8332	24.4832	21.7932	20.8932	21.7932
VFRAC	0	0	0	0	0
LFRAC	1	1	1	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	1649.9794	-8290.4716	1.2702	1639.8133	1.2702
CAL/GM	39.2568	-193.4301	-613.3201	39.0149	-613.3201
MMKCAL/HR	0.3512	-2.6533	-149.8581	7.3347	-2.9263
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-48.8859	-58.125	-77.7992	-48.892	-77.7992
CAL/GM-K	-1.1631	-1.3561	-1.7479	-1.1632	-1.7479
DENSITY:					
MOL/CC	1.1268-02	1.1175-02	9.5154-03	1.1228-02	9.5154-03
GM/CC	0.4735	0.4789	0.4235	0.4718	0.4235
AVG MW	42.0303	42.8602	44.5081	42.0303	44.5081

Tabla A-1 (Continuación).

STREAM ID:	RAE	REFLUX	SAE	SINFLU	VAPIN
FROM:	57-C1	DIVD18E	—	53-F	—
TO :	—	18-E	57-C1	—	58-C
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED	VAPOR
COMPONENTS: MOLE FRAC					
ETANO	0	4.4166-03	0	0	0
PROPANO	0	1.1887-03	0	0	0
PROPILENO	0	0.9943	0	0	0
N-BUTANO	0	0	0	0	0
ISOBUTANO	0	0	0	0	0
BUTILENO	0	0	0	0	0
AGUA	1	0	1	0	1
COMPONENTS: KG/HR					
ETANO	0	585.7837	0	0	0
PROPANO	0	223.307	0	0	0
PROPILENO	0	1.7828+05	0	0	0
N-BUTANO	0	0	0	0	0
ISOBUTANO	0	0	0	0	0
BUTILENO	0	0	0	0	0
AGUA	9.7012+05	0	9.7012+05	0	3.2000+04
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	5.3850+04	4260.0281	5.3850+04	0	1776.2975
KG/HR	9.7012+05	1.7905+05	9.7012+05	0	3.2000+04
L/MIN	1.6330+04	8301.2832	1.8246+04	0	8.8705+04
STATE VARIABLES:					
TEMP C	45.7056	48.5965	32.2	MISSING	204.4
PRES KG/SQCM	5.0391	24.8332	5.25	20.8932	12.75
VFRAC	0	0	0	MISSING	1
LFRAC	1	1	1	MISSING	0
SFRAC	0	0	0	MISSING	0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	-2.7938	1649.9784	-2.818	MISSING	-1.6619
CAL/GM	-3771.1689	39.2588	-3784.8384	MISSING	-3142.898
MMKCAL/HR	-3858.5207	7.029	-3871.5878	MISSING	-100.5741
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-37.7851	-48.8859	-38.543	MISSING	-11.9504
CAL/GM-K	-2.0963	-1.1831	-2.1395	MISSING	-0.6633
DENSITY:					
MOL/CC	5.4962-02	1.1268-02	5.5245-02	MISSING	3.3375-04
GM/CC	0.9901	0.4735	0.9952	MISSING	6.0124-03
AVG MW	18.015	42.0303	18.015	MISSING	18.015

Tabla A-1 (Continuación).

STREAM ID	VAPOUT
FROM :	58-C
TO :	
SUBSTREAM: MIXED	
PHASE:	MIXED
COMPONENTS: MOLE FRAC	
ETANO	0
PROPANO	0
PROPILEN	0
N-BUTANO	0
ISOBUTAN	0
BUTILENO	0
AGUA	1
COMPONENTS: KG/HR	
ETANO	0
PROPANO	0
PROPILENO	0
N-BUTANO	0
ISOBUTANO	0
BUTILENO	0
AGUA	3.2000+04
TOTAL FLOW:	
KMOL/HR	1776.2975
KG/HR	3.2000+04
L/MIN	4702.4008
STATE VARIABLES:	
TEMP C	189.5752
PRES KG/SQCM	12.6797
VFRAC	4.7974-02
LFRAC	0.952
SFRAC	0
ENTHALPY:	
CAL/MOL	-2.4888
CAL/GM	-3601.9021
MMKCAL/HR	-115.2825
ENTROPY:	
CAL/MOL-K	-30.0517
CAL/GM-K	-1.6681
DENSITY:	
MOL/CC	6.2957-03
GM/CC	0.1134
AVG MW	18.015

RESULTADOS DE LA SIMULACION

Tabla A-2 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la variación de la relación de reflujo del caso base.

STREAM ID	B16E	BOILUP	D53F	D57C1	DES82J
FROM :	16-E	58-C	57-C1	16-E	82-J
TO :	DIVB16E	16-E	53-F	57-C1	DIVD16E
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	MIXED	LIQUID	VAPOR	LIQUID
COMPONENTS: MOLE FRAC					
ETANO	3.1775-20	3.1775-20	4.4168-03	4.4168-03	4.4168-03
PROPANO	0.961	0.961	1.1884-03	1.1884-03	1.1884-03
PROPILENO	7.8407-03	7.8407-03	0.9943	0.9943	0.9943
N-BUTANO	3.7231-04	3.7231-04	0	0	0
ISOBUTANO	2.4439-02	2.4439-02	1.2911-32	1.2911-32	0
BUTILENO	6.5295-03	6.5295-03	3.5295-33	3.5295-33	0
AGUA	0	0	0	0	0
COMPONENTS: KG/HR					
ETANO	5.3477-15	5.2453-15	594.0313	594.0313	594.0313
PROPANO	2.3719+05	2.3264+05	234.3995	234.3995	234.3995
PROPILENO	1799.5636	1765.0958	1.8717+05	1.8717+05	1.8717+05
N-BUTANO	121.1163	118.7965	1.7170-33	1.7170-33	0
ISOBUTANO	7950.26	7798.0043	3.3565-27	3.3565-27	0
BUTILENO	2050.4621	2011.1866	8.8578-28	8.8578-28	0
AGUA	0	0	0	0	0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	5596.887	5489.687	4472.8744	4472.8744	4472.8744
KG/HR	2.4911+05	2.4434+05	1.8800+05	1.8800+05	1.8800+05
L/MIN	9803.2233	7.9272+04	6637.7965	6.7556+04	6616.1179
STATE VARIABLES:					
TEMP C	61.2654	62	46	50.1681	46.5985
PRES KG/SQCM	21.7932	21.7229	20.9826	21.1232	24.6332
VFRAC	0	0.9812	0	1	0
LFRAC	1	1.8709-02	1	0	1
SFRAC	0	0	0	0	0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	1.2702	1.5379	1639.9739	4562.2468	1649.9891
CAL/GM	-613.3194	-553.1887	39.0186	108.5464	39.257
MMKCAL/HR	-152.784	-135.1654	7.3355	20.4066	7.3803
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-77.799	-69.8007	-48.8934	-39.8512	-48.8859
CAL/GM-K	-1.7479	-1.5682	-1.1632	-0.9481	-1.1631
DENSITY:					
MOL/CC	9.5154-03	1.1542-03	1.1231-02	1.1035-03	1.1268-02
GM/CC	0.4235	5.1370-02	0.472	4.6381-02	0.4735
AVG MW	44.508	44.508	42.0303	42.0303	42.0303

TABLA A-2 (Continuación).

STREAM ID	DPROPI	F16EA	F59C	F62J	FPROPA
FROM :	DIVD16E	---	DIVB16E	53-F	DIVB16E
TO :	---	16-E	58-C	62-J	---
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	MIXED	LIQUID	MIXED
COMPONENTS: MOLE FRAC					
ETANO	4.4168-03	2.9373-03	3.1775-20	4.4166-03	3.1775-20
PROPANO	1.1884-03	0.3226	0.961	1.1884-03	0.961
PROPILENO	0.9943	0.6638	7.6407-03	0.9943	7.6407-03
N-BUTANO	0	1.2499-04	3.7231-04	0	3.7231-04
ISOBUTANO	0	8.1868-03	2.4439-02	0	2.4439-02
BUTILENO	0	2.1873-03	6.5295-03	0	6.5295-03
AGUA	0	0	0	0	0
COMPONENTS: KG/HR					
ETANO	28.2675	28.2675	5.2453-15	594.0313	1.0243-16
PROPANO	11.1541	4554.0705	2.3264+05	234.3995	4542.9257
PROPILENO	8906.5783	8941.0341	1765.0956	1.8717+05	34.4676
N-BUTANO	0	2.3251	118.7965	0	2.3198
ISOBUTANO	0	152.2946	7798.0043	0	152.2757
BUTILENO	0	39.278	2011.1886	0	39.2735
AGUA	0	0	0	0	0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	212.8462	320.0462	5489.687	4472.8744	107.2
KG/HR	8946	1.3717+04	2.4434+05	1.8800+05	4771.2627
L/MIN	314.8345	477.3402	9615.4588	6640.4693	187.7661
STATE VARIABLES:					
TEMP C	46.5965	44	61.2654	45.9722	61.2654
PRES KG/SQCM	24.6332	24.4832	21.7932	20.6932	21.7932
VFRAC	0	0	2.0396-08	0	2.0396-08
LFRAC	1	1	1	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	1649.9891	-8290.4716	1.2702	1639.8231	1.2702
CAL/GM	39.257	-193.4301	-613.3194	39.0152	-613.3194
MMKCAL/HR	0.3512	-2.6533	-149.8577	7.3348	-2.9263
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-48.8859	-58.125	-77.799	-48.892	-77.799
CAL/GM-K	-1.1631	-1.3561	-1.7479	-1.1632	-1.7479
DENSITY:					
MOL/CC	1.1268-02	1.1175-02	9.5154-03	1.1226-02	9.5154-03
GM/CC	0.4735	0.4789	0.4235	0.4718	0.4235
AVG MW	42.0303	42.8602	44.508	42.0303	44.508

Tabla A-2 (Continuación).

STREAM ID	RAE	REFLUX	SAE	SINFLU	VAPIN
FROM :	57-C1	DIVD16E	----	53-F	----
TO :	---	16-E	57-C1	---	58-C
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED	VAPOR
COMPONENTS: MOLE FRAC					
ETANO	0	4.4166-03	0	0	0
PROPANO	0	1.1884-03	0	0	0
PROPILENO	0	0.9943	0	0	0
N-BUTANO	0	0	0	0	0
ISOBUTANO	0	0	0	0	0
BUTILENO	0	0	0	0	0
AGUA	1	0	1	0	1
COMPONENTS: KG/HR					
ETANO	0	565.7638	0	0	0
PROPANO	0	223.2454	0	0	0
PROPILENO	0	1.7826+05	0	0	0
N-BUTANO	0	0	0	0	0
ISOBUTANO	0	0	0	0	0
BUTILENO	0	0	0	0	0
AGUA	9.7012+05	0	9.7012+05	0	3.2000+04
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	5.3851+04	4260.0282	5.3851+04	0	1776.2975
KG/HR	9.7012+05	1.7905+05	9.7012+05	0	3.2000+04
L/MIN	1.6330+04	6301.2833	1.6248+04	0	8.8705+04
STATE VARIABLES:					
TEMP C	45.7055	46.5965	32.2	MISSING	204.4
PRES KG/SQCM	5.0391	24.6332	5.25	20.6932	12.75
VFRAC	0	0	0	MISSING	1
LFRAC	1	1	1	MISSING	0
SFRAC	0	0	0	MISSING	0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	-2.7938	1649.9891	-2.818	MISSING	-1.6619
CAL/GM	-3771.169	39.257	-3784.6384	MISSING	-3142.896
MMKCAL/HR	-3658.536	7.0291	-3871.6031	MISSING	-100.5741
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-37.7651	-48.8859	-38.543	MISSING	-11.9504
CAL/GM-K	-2.0983	-1.1631	-2.1395	MISSING	-0.6633
DENSITY:					
MOL/CC	5.4962-02	1.1268-02	5.5245-02	MISSING	3.3375-04
GM/CC	0.9901	0.4735	0.9952	MISSING	6.0124-03
AVG MW	18.015	42.0303	18.015	MISSING	18.015

Tabla A-2 (Continuación).

STREAM ID	VAPOUR
FROM :	58-C
TO :	
SUBSTREAM: MIXED	
PHASE:	MIXED
COMPONENTS: MOLE FRAC	
ETANO	0
PROPANO	0
PROPILENO	0
N-BUTANO	0
ISOBUTANO	0
BUTILENO	0
AGUA	1
COMPONENTS: KG/HR	
ETANO	0
PROPANO	0
PROPILENO	0
N-BUTANO	0
ISOBUTANO	0
BUTILENO	0
AGUA	3.2000+04
TOTAL FLOW:	
KMOL/HR	1778.2975
KG/HR	3.2000+04
L/MIN	4680.8214
STATE VARIABLES:	
TEMP C	189.5752
PRES KG/SQCM	12.6797
VFRAC	4.7719-02
LFRAC	0.9522
SFRAC	0
ENTHALPY:	
CAL/MOL	-2.489
CAL/GM	-3602.0227
MMKCAL/HR	-115.2663
ENTROPY:	
CAL/MOL-K	-30.0565
CAL/GM-K	-1.6684
DENSITY:	
MOL/CC	6.3250-03
GM/CC	0.1139
AVG MW	18.015

RESULTADOS DE LA SIMULACION

Tabla A-3 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la variación de las condiciones de presión - temperatura del caso base.

STREAM ID	B16E	BOILUP	D53F	D57C1	DES62J
FROM:	16-E	58-C	57-C1	16-E	62-J
TO :	DIVB16E	18-E	53-F	57-C1	DIVD18E
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	MIXED	LIQUID	VAPOR	LIQUID
COMPONENTS: MOLE FRAC					
ETANO	3.1592-20	3.1592-20	4.4186-03	4.4186-03	4.4186-03
PROPANO	0.961	0.961	1.1886-03	1.1886-03	1.1886-03
PROPILENO	7.6335-03	7.6335-03	0.9943	0.9943	0.9943
N-BUTANO	3.7399-04	3.7399-04	0	0	0
ISOBUTANO	2.4445-02	2.4445-02	1.2909-32	1.2909-32	0
BUTILENO	6.5310-03	6.5310-03	3.5300-33	3.5300-33	0
COMPONENTS: KG/HR					
ETANO	5.3189-15	5.2151-15	594.0371	594.0371	594.0371
PROPANO	2.3718+05	2.3264+05	234.4348	234.4348	234.4348
PROPILENO	1797.8619	1763.4266	1.8717+05	1.8717+05	1.8717+05
N-BUTANO	121.6651	119.3348	1.7171-33	1.7171-33	0
ISOBUTANO	7952.2378	7799.9246	3.3562-27	3.3562-27	0
BUTILENO	2050.9283	2011.6459	8.8591-28	8.8591-28	0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	5596.887	5489.887	4472.8904	4472.8904	4472.8904
KG/HR	2.4911+05	2.4434+05	1.8800+05	1.8800+05	1.8800+05
L/MIN	9803.251	7.1149+04	6641.7857	6.7556+04	6617.1959
STATE VARIABLES:					
TEMP C	61.2658	62	46	50.1681	46.62
PRES KG/SQCM	21.7932	21.7932	20.6932	21.1232	24.6332
VFRAC	0	0.8713	0	1	0
LFRAC	1	0.1286	1	0	1
SFRAC	0	0	0	0	0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	1.2702	1.5077	1640.7136	4562.2409	1650.7322
CAL/GM	-613.3226	-559.962	39.0364	108.5463	39.2747
MMKCAL/HR	-152.7853	-136.8208	7.3388	20.4067	7.3836
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-77.7994	-70.7042	-48.8892	-39.8512	-48.8835
CAL/GM-K	-1.7479	-1.5885	-1.1631	-0.9481	-1.163
DENSITY:					
MOL/CC	9.5154-03	1.2860-03	1.1224-02	1.1035-03	1.1268-02
GM/CC	0.4235	5.7236-02	0.4717	4.6381-02	0.4735
AVG MW	44.5081	44.5081	42.0303	42.0303	42.0303

Tabla A-3 (Continuación).

STREAM ID	DPROPI	F16EA	F58C	F82J	FPROPA
FROM :	DIVD16E	---	DIVB16E	53-F	DIVB16E
TO :	---	16-E	58-C	62-J	---
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	MIXED	LIQUID	MIXED
COMPONENTS: MOLE FRAC					
ETANO	4.4168-03	2.9373-03	3.1592-20	4.4168-03	3.1592-20
PROPANO	1.1888-03	0.3226	0.961	1.1888-03	0.961
PROPILENO	0.9943	0.6638	7.8335-03	0.9943	7.8335-03
N-BUTANO	0	1.2499-04	3.7399-04	0	3.7399-04
ISOBUTANO	0	8.1868-03	2.4445-02	0	2.4445-02
BUTILENO	0	2.1873-03	6.5310-03	0	6.5310-03
COMPONENTS: KG/HR					
ETANO	28.2678	28.2675	5.2151-15	594.0371	1.0184-16
PROPANO	11.1558	4554.0705	2.3284+05	234.4348	4542.9184
PROPILENO	8906.6084	8941.0341	1763.4266	1.8717+05	34.4353
N-BUTANO	0	2.3251	119.3348	0	2.3303
ISOBUTANO	0	152.2946	7799.9246	0	152.3132
BUTILENO	0	39.278	2011.6459	0	39.2824
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	212.8469	320.0462	5489.687	4472.8904	107.2
KG/HR	8946.032	1.3717+04	2.4434+05	1.8606+05	4771.2778
L/MIN	314.8858	477.3402	9616.014	6641.5709	187.7769
STATE VARIABLES:					
TEMP C	46.62	44	61.2658	45.9953	61.2658
PRES KG/SQCM	24.6332	24.4832	21.7932	20.6932	21.7932
VFRAC	0	0	7.5201-06	0	7.5201-06
LFRAC	1	1	0.9999	1	0.9999
SFRAC	0	0	0	0	0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	1650.7322	-8290.4716	1.2702	1640.5647	1.2702
CAL/GM	39.2747	-193.4301	-613.3221	39.0328	-613.3221
MMKCAL/HR	0.3513	-2.6533	-149.8588	7.3381	-2.9263
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-48.8835	-58.125	-77.7993	-48.8897	-77.7993
CAL/GM-K	-1.163	-1.3561	-1.7479	-1.1632	-1.7479
DENSITY:					
MOL/CC	1.1266-02	1.1175-02	9.5148-03	1.1224-02	9.5148-03
GM/CC	0.4735	0.4789	0.4234	0.4717	0.4234
AVG MW	42.0303	42.8602	44.5081	42.0303	44.5081

Tabla A-3 (Continuación).

STREAM ID	REFLUX	SINFLU
FROM :	DIVD16E	53-F
TO :	16-E	—
SUBSTREAM: MIXED		
PHASE:	LIQUID	MIXED
COMPONENTS: MOLE FRAC		
ETANO	4.4166-03	0
PROPANO	1.1888-03	0
PROPILENO	0.9943	0
N-BUTANO	0	0
ISOBUTANO	0	0
BUTILENO	0	0
COMPONENTS: KG/HR		
ETANO	565.7692	0
PROPANO	223.279	0
PROPILENO	1.7826+05	0
N-BUTANO	0	0
ISOBUTANO	0	0
BUTILENO	0	0
TOTAL FLOW:		
KMOL/HR	4260.0435	0
KG/HR	1.7905+05	0
L/MIN	6302.31	0
STATE VARIABLES:		
TEMP C	46.62	MISSING
PRES KG/SQCM	24.6332	20.6932
VFRAC	0	MISSING
LFRAC	1	MISSING
SFRAC	0	MISSING
ENTHALPY:		
CAL/MOL	1650.7322	MISSING
CAL/GM	39.2747	MISSING
MMKCAL/HR	7.0322	MISSING
ENTROPY:		
CAL/MOL-K	-48.8835	MISSING
CAL/GM-K	-1.183	MISSING
DENSITY:		
MOL/CC	1.1266-02	MISSING
GM/CC	0.4735	MISSING
AVG MW	42.0303	MISSING

A P E N D I C E III

**RESULTADOS DE LA SIMULACION DE LA OPCION DE
MEJORA No. 1 .
PROCESO DE PRODUCCION DE PROPILENO CON BOMBA
DE CALOR CON EBULLIDOR POR FLASH DEL LIQUIDO
DE FONDOS DE LA TORRE FRACCIONADORA POR
ANALISIS DE SENSIBILIDAD**

RESULTADOS DE LA SIMULACION

Tabla B-1 Sensibilidad del Parámetro Rendimiento - Pureza en función de la localización del plato de alimentación de la opción de mejora No. 1.

STREAM ID	B18E	D56C	D57C1	DES1J	DES2J
FROM :	18-E	18-E	58-C	1-J	82-J
TO :	DIVB18E	58-C	53-F	18-E	DIVD18E
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	LIQUID
COMPONENTS: MOLE FRAC					
ETANO	0	4.4186-03	4.4186-03	0	4.4186-03
PROPANO	0.961	1.1844-03	1.1844-03	0.961	1.1844-03
PROPILENO	7.6334-03	0.9944	0.9944	7.6334-03	0.9944
N-BUTANO	3.7318-04	0	0	3.7318-04	0
I-BUTANO	2.4442-02	1.2924-32	1.2924-32	2.4442-02	0
BUTILENO	6.5303-03	3.5222-33	3.5222-33	6.5303-03	0
COMPONENTS: KG/HR					
ETANO	0	594.0293	594.0293	0	594.0293
PROPANO	2.3719+05	233.611	233.611	2.3264+05	233.611
PROPILENO	1797.8493	1.8717+05	1.8717+05	1763.4141	1.8717+05
N-BUTANO	121.3992	1.7454-33	1.7454-33	119.074	0
I-BUTANO	7951.2889	3.3600-27	3.3600-27	7798.9938	0
BUTILENO	2050.7202	8.8394-28	8.8394-28	2011.4417	0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	5596.887	4472.8662	4472.8662	5489.687	4472.8662
KG/HR	2.4911+05	1.8800+05	1.8800+05	2.4434+05	1.8800+05
L/MIN	9803.2418	6.7556+04	6502.252	8.0141+04	6482.2527
STATE VARIABLES:					
TEMP C	61.2657	50.1881	42.9242	62	43.4616
PRES KG/SQCM	21.7932	21.1232	20.9825	21.7932	24.8332
VFRAC	0	1	0	1	0
LFRAC	1	0	1	0	1
SFRAC	0	0	0	0	0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	1.2702	4562.3652	1542.583	1.5426	1551.7246
CAL/GM	-613.3233	108.5493	36.7011	-552.1247	36.9191
MMKCAL/HR	-152.7853	20.4071	6.8997	-134.9057	6.9407
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-77.7994	-39.8512	-49.2004	-89.6635	-49.195
CAL/GM-K	-1.7479	-0.9481	-1.1705	-1.5651	-1.1704
DENSITY:					
MOL/CC	9.5154-03	1.1035-03	1.1465-02	1.1417-03	1.1500-02
GM/CC	0.4235	4.6381-02	0.4818	5.0814-02	0.4833
AVG MW	44.5081	42.0303	42.0303	44.5081	42.0303

Tabla B-1 (Continuación).

STREAM ID	DPROPI	F16EA	F1J	F58C	F62J
FROM :	DIVD18E	—	58-C	EXP-1	53-F
TO :	—	16-E	1-J	58-C	62-J
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID
COMPONENTS: MOLE FRAC					
ETANO	4.4166-03	2.9373-03	0	0	4.4166-03
PROPANO	1.1844-03	0.3228	0.961	0.961	1.1844-03
PROPILENO	0.9944	0.6638	7.6334-03	7.6334-03	0.9944
N-BUTANO	0	1.2499-04	3.7318-04	3.7318-04	0
I-BUTANO	0	8.1868-03	2.4442-02	2.4442-02	0
BUTILENO	0	2.1873-03	6.5303-03	6.5303-03	0
COMPONENTS: KG/HR					
ETANO	28.2674	28.2675	0	0	594.0293
PROPANO	11.1166	4554.0705	2.3264+05	2.3264+05	233.611
PROPILENO	8906.5978	8941.0341	1763.4141	1763.4141	1.8717+05
N-BUTANO	0	2.3251	119.074	119.074	0
I-BUTANO	0	152.2946	7798.9938	7798.9938	0
BUTILENO	0	39.278	2011.4417	2011.4417	0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	212.8458	320.0462	5409.687	5489.687	4472.8682
KG/HR	8945.9819	1.3717+04	2.4434+05	2.4434+05	1.8800+05
L/MIN	308.4644	477.3402	1.9568+05	6.6488+04	6501.9844
STATE VARIABLES:					
TEMP °C	43.4618	44	29	27.1977	42.9262
PRES KG/SQCM	24.6332	24.4832	9.8593	10	21.0124
VFRAC	0	0	1	0.3203	0
LFRAC	1	1	0	0.6796	1
SFRAC	0	0	0	0	0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	1551.7246	-8290.4716	1.5163	1.2702	1542.5626
CAL/GM	36.9191	-193.4301	-558.0421	-613.3233	36.7011
MMKCAL/HR	0.3302	-2.8533	-136.3515	-149.8589	6.8997
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-49.195	-58.125	-69.3052	-77.5087	-49.2006
CAL/GM-K	-1.1704	-1.3561	-1.5571	-1.7414	-1.1706
DENSITY:					
MOL/CC	1.1500-02	1.1175-02	4.6757-04	1.3761-03	1.1465-02
GM/CC	0.4833	0.4789	2.0811-02	6.1248-02	0.4818
AVG MW	42.0303	42.8602	44.5081	44.5081	42.0303

Tabla B-1 (Continuación).

STREAM ID	FEXP1	FPROPA	REFLUX	SINFLU
FROM:	DIVB10E	DIVB10E	DIVD10E	53-F
TO :	EXP-1	---	10-E	---
SUBSTREAM: MIXED				
PHASE:	MIXED	MIXED	LIQUID	MIXED
COMPONENTS: MOLE FRAC				
ETANO	0	0	4.4188-03	0
PROPANO	0.981	0.981	1.1644-03	0
PROPILENO	7.6334-03	7.6334-03	0.9944	0
N-BUTANO	3.7318-04	3.7318-04	0	0
I-BUTANO	2.4442-02	2.4442-02	0	0
BUTILENO	6.5303-03	6.5303-03	0	0
COMPONENTS: KG/HR				
ETANO	0	0	565.7618	0
PROPANO	2.3264+05	4542.9374	222.4844	0
PROPILENO	1783.4141	34.4351	1.7826+05	0
N-BUTANO	119.074	2.3252	0	0
I-BUTANO	7798.9938	152.295	0	0
BUTILENO	2011.4417	39.2784	0	0
TOTAL FLOW:				
KMOL/HR	5489.687	107.2	4260.0204	0
KG/HR	2.4434+05	4771.2713	1.7905+05	0
L/MIN	9615.4876	187.7866	6173.7882	0
STATE VARIABLES:				
TEMP C	61.2657	61.2657	43.4816	MISSING
PRES KG/SQCM	21.7932	21.7932	24.6332	21.0124
VFRAC	1.4601-07	1.4601-07	0	MISSING
LFRAC	1	1	1	MISSING
SFRAC	0	0	0	MISSING
ENTHALPY:				
CAL/MOL	1.2702	1.2702	1551.7246	MISSING
CAL/GM	-813.3232	-813.3232	36.9191	MISSING
MMKCAL/HR	-149.8589	-2.9263	6.6104	MISSING
ENTROPY:				
CAL/MOL-K	-77.7994	-77.7994	-49.195	MISSING
CAL/GM-K	-1.7479	-1.7479	-1.1704	MISSING
DENSITY:				
MOL/CC	9.5154-03	9.5154-03	1.1500-02	MISSING
GM/CC	0.4235	0.4235	0.4833	MISSING
AVG MW	44.5081	44.5081	42.0303	MISSING

RESULTADOS DE LA SIMULACION

Tabla B-2 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la variación de la relación de reflujo de la opción de mejora No. 1 .

STREAM ID	B16E	D56C	D57C1	DES1J	DES62J
FROM :	16-E	16-E	56-C	1-J	62-J
TO :	DIVB16E	56-C	53-F	16-E	DIVD16E
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	LIQUID
COMPONENTS: MOLE FRAC					
ETANO	3.1643-20	4.4166-03	4.4166-03	3.1643-20	4.4166-03
PROPANO	0.961	1.1863-03	1.1863-03	0.961	1.1863-03
PROPILÉN	7.6171-03	0.9944	0.9944	7.6171-03	0.9944
N-BUTANO	3.7311-04	0	0	3.7311-04	0
I-BUTANO	2.4442-02	1.2090-32	1.2090-32	2.4442-02	0
BUTILENO	6.5301-03	3.5255-33	3.5255-33	6.5301-03	0
COMPONENTS: KG/HR					
ETANO	5.3254-15	594.0344	594.0344	5.2234-15	594.0344
PROPANO	2.3719+05	233.9781	233.9781	2.3265+05	233.9781
PROPILÉN	1794.0087	1.8717+05	1.8717+05	1759.6472	1.8717+05
N-BUTANO	121.3789	1.7145-33	1.7145-33	119.0541	0
I-BUTANO	7951.2183	3.3511-27	3.3511-27	7798.9246	0
BUTILENO	2050.6442	8.8479-28	8.8479-28	2011.3672	0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	5596.887	4472.8869	4472.8869	5489.687	4472.8869
KG/HR	2.4911+05	1.8800+05	1.8800+05	2.4434+05	1.8800+05
L/MIN	9803.2599	6.7556+04	6502.3145	8.0141+04	6482.3145
STATE VARIABLES:					
TEMP C	61.2658	50.1681	42.9249	62	43.4624
PRES KG/SQCM	21.7932	21.1232	20.9825	21.7932	24.6332
VFRAC	0	1	0	1	0
LFRAC	1	0	1	0	1
SFRAC	0	0	0	0	0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	1.2702	4562.3099	1542.5308	1.5425	1551.6925
CAL/GM	-613.3338	108.548	36.7004	-552.1354	36.9183
MMKCAL/HR	-152.788	20.4069	6.8996	-134.9084	6.9406
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-77.8	-39.8512	-49.2004	-69.6642	-49.1949
CAL/GM-K	-1.748	-0.9481	-1.1705	-1.5652	-1.1704
DENSITY:					
MOL/CC	9.5154-03	1.1035-03	1.1465-02	1.1417-03	1.1500-02
GM/CC	0.4235	4.6381-02	0.4818	5.0814-02	0.4833
AVG MW	44.5081	42.0303	42.0303	44.5081	42.0303

Tabla B-2 (Continuación)

STREAM ID	DPROPI	F16EA	F1J	F58C	F62J
FROM :	DIVD18E	---	58-C	EXP-1	53-F
TO :	---	16-E	1-J	58-C	62-J
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID
COMPONENTS: MOLE FRAC					
ETANO	4.4168-03	2.9373-03	3.1643-20	3.1643-20	4.4168-03
PROPANO	1.1863-03	0.3228	0.961	0.961	1.1863-03
PROPILENO	0.9944	0.6638	7.6171-03	7.6171-03	0.9944
N-BUTANO	0	1.2499-04	3.7311-04	3.7311-04	0
I-BUTANO	0	8.1868-03	2.4442-02	2.4442-02	0
BUTILENO	0	2.1873-03	6.5301-03	6.5301-03	0
COMPONENTS: KG/HR					
ETANO	28.2877	28.2875	5.2234-15	5.2234-15	594.0344
PROPANO	11.134	4554.0705	2.3285+05	2.3285+05	233.9781
PROPILENO	8908.8222	8941.0341	1759.6472	1759.6472	1.8717+05
N-BUTANO	0	2.3251	119.0541	119.0541	0
I-BUTANO	0	152.2946	7798.9246	7798.9246	0
BUTILENO	0	39.278	2011.3672	2011.3672	0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	212.8468	320.0462	5489.687	5489.687	4472.8869
KG/HR	8946.024	1.3717+04	2.4434+05	2.4434+05	1.8800+05
L/MIN	308.4674	477.3402	1.9568+05	6.6488+04	6502.0469
STATE VARIABLES:					
TEMP C	43.4624	44	29	27.1979	42.9269
PRES KG/SQCM	24.8332	24.4832	9.8593	10	21.0124
VFRAC	0	0	1	0.3203	0
LFRAC	1	1	0	0.6796	1
SFRAC	0	0	0	0	0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	1551.6925	-8290.4716	1.5162	1.2702	1542.5304
CAL/GM	36.9183	-193.4301	-558.0527	-613.3337	36.7004
MMKCAL/HR	0.3302	-2.6533	-136.3542	-149.8615	6.8996
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-49.1949	-58.125	-69.3058	-77.5093	-49.2006
CAL/GM-K	-1.1704	-1.3561	-1.5571	-1.7414	-1.1706
DENSITY:					
MOL/CC	1.1500-02	1.1175-02	4.6757-04	1.3761-03	1.1465-02
GM/CC	0.4833	0.4789	2.0811-02	6.1248-02	0.4818
AVG MW	42.0303	42.8602	44.5081	44.5081	42.0303

Tabla B-2 (Continuación)

STREAM ID	FEXP1	FPROPA	REFLUX	SINFLU
FROM :	DIVB16E	DIVB16E	DIVD16E	53-F
TO :	EXP-1	---	16-E	---
SUBSTREAM: MIXED				
PHASE:	MIXED	MIXED	LIQUID	MIXED
COMPONENTS: MOLE FRAC				
ETANO	3.1643-20	3.1643-20	4.4186-03	0
PROPANO	0.961	0.961	1.1883-03	0
PROPILENO	7.6171-03	7.6171-03	0.9944	0
N-BUTANO	3.7311-04	3.7311-04	0	0
I-BUTANO	2.4442-02	2.4442-02	0	0
BUTILENO	6.5301-03	6.5301-03	0	0
COMPONENTS: KG/HR				
ETANO	5.2234-15	1.0200-16	565.7667	0
PROPANO	2.3265+05	4543.017	222.844	0
PROPILENO	1759.6472	34.3615	1.7826+05	0
N-BUTANO	119.0541	2.3248	0	0
I-BUTANO	7798.9246	152.2937	0	0
BUTILENO	2011.3672	39.277	0	0
TOTAL FLOW:				
KMOL/HR	5489.687	107.2	4260.0401	0
KG/HR	2.4434+05	4771.2741	1.7905+05	0
L/MIN	9615.5224	187.7673	6173.8471	0
STATE VARIABLES:				
TEMP C	81.2658	81.2658	43.4624	MISSING
PRES KG/SQCM	21.7932	21.7932	24.6332	21.0124
VFRAC	4.1373-07	4.1373-07	0	MISSING
LFRAC	1	1	1	MISSING
SFRAC	0	0	0	MISSING
ENTHALPY:				
CAL/MOL	1.2702	1.2702	1551.8925	MISSING
CAL/GM	-613.3337	-613.3337	36.9183	MISSING
MMKCAL/HR	-149.8615	-2.9264	6.6103	MISSING
ENTROPY:				
CAL/MOL-K	-77.8	-77.8	-49.1949	MISSING
CAL/GM-K	-1.748	-1.748	-1.1704	MISSING
DENSITY:				
MOL/CC	9.5153-03	9.5153-03	1.1500-02	MISSING
GM/CC	0.4235	0.4235	0.4833	MISSING
AVG MW	44.5081	44.5081	42.0303	MISSING

RESULTADOS DE LA SIMULACION

Tabla B-3 Sensibilidad del parámetro Rendimiento - Pureza en función de la variación de las condiciones de presión - temperatura de la opción de mejora No. 1 .

STREAM ID	B18E	D56C	D57C1	DES1J	DES62J
FROM :	18-E	18-E	58-C	1-J	62-J
TO :	DIVB18E	56-C	53-F	16-E	DIVD16E
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	LIQUID
COMPONENTS: MOLE FRAC					
ETANO	3.1837-20	4.4166-03	4.4166-03	3.1637-20	4.4166-03
PROPANO	0.961	1.1849-03	1.1849-03	0.961	1.1849-03
PROPILENO	7.6282-03	0.9944	0.9944	7.6282-03	0.9944
N-BUTANO	3.7241-04	0	0	3.7241-04	0
I-BUTANO	2.4439-02	1.2881-32	1.2881-32	2.4439-02	0
BUTILENO	6.5273-03	3.5232-33	3.5232-33	6.5273-03	0
COMPONENTS: KG/HR					
ETANO	5.3244-15	594.0314	594.0314	5.2225-15	594.0314
PROPANO	2.3719+05	233.7007	233.7007	2.3265+05	233.7007
PROPILENO	1796.612	1.8717+05	1.8717+05	1762.2005	1.8717+05
N-BUTANO	121.1484	1.7133-33	1.7133-33	118.828	0
I-BUTANO	7950.4163	3.3488-27	3.3488-27	7798.138	0
BUTILENO	2049.7801	8.8419-28	8.8419-28	2010.5197	0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	5596.887	4472.8747	4472.8747	5489.687	4472.8747
KG/HR	2.4911+05	1.8800+05	1.8800+05	2.4434+05	1.8800+05
L/MIN	9803.2367	6.7556+04	6502.2441	8.0141+04	6482.2451
STATE VARIABLES:					
TEMP C	61.2655	50.1681	42.9237	62	43.4612
PRES KG/SQCM	21.7932	21.1232	20.9825	21.7932	24.6332
VFRAC	0	1	0	1	0
LFAC	1	0	1	0	1
SFRAC	0	0	0	0	0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	1.2702	4562.3517	1542.5342	1.5426	1551.6958
CAU/GM	-613.3289	108.549	38.7004	-552.1303	36.9184
MMKCAL/HR	-152.7864	20.4071	6.8996	-134.9068	6.9406
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-77.7996	-39.8512	-49.2005	-69.8637	-49.195
CAU/GM-K	-1.7479	-0.9481	-1.1706	-1.5651	-1.1704
DENSITY:					
MOL/CC	9.5154-03	1.1035-03	1.1465-02	1.1417-03	1.1500-02
GM/CC	0.4235	4.6381-02	0.4818	5.0814-02	0.4833
AVG MW	44.508	42.0303	42.0303	44.508	42.0303

Tabla B-3 (Continuación).

STREAM ID	DPROPI	F16EA	F1J	F56C	F62J
FROM :	DIVD16E	---	56-C	EXP-1	53-F
TO :	---	16-E	1-J	56-C	62-J
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID
COMPONENTS: MOLE FRAC					
ETANO	4.4166-03	2.8373-03	3.1637-20	3.1637-20	4.4166-03
PROPANO	1.1849-03	0.3226	0.961	0.961	1.1849-03
PROPILENO	0.9944	0.6638	7.6282-03	7.6282-03	0.9944
N-BUTANO	0	1.2499-04	3.7241-04	3.7241-04	0
I-BUTANO	0	8.1868-03	2.4439-02	2.4439-02	0
BUTILENO	0	2.1873-03	6.5273-03	6.5273-03	0
COMPONENTS: KG/HR					
ETANO	28.2675	28.2675	5.2225-15	5.2225-15	594.0314
PROPANO	11.1208	4554.0705	2.3265+05	2.3265+05	233.7007
PROPILENO	8906.6105	8941.0341	1762.2005	1762.2005	1.8717+05
N-BUTANO	0	2.3251	118.828	118.828	0
I-BUTANO	0	152.2946	7798.138	7798.138	0
BUTILENO	0	39.278	2010.5197	2010.5197	0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	212.8462	320.0462	5489.687	5489.687	4472.8747
KG/HR	8945.9989	1.3717+04	2.4434+05	2.4434+05	1.8800+05
L/MIN	308.4641	477.3402	1.9568+05	6.6487+04	6501.9765
STATE VARIABLES:					
TEMP C	43.4612	44	29	27.1975	42.9257
PRES KG/SQCM	24.6332	24.4832	9.8593	10	21.0124
VFRAC	0	0	1	0.3203	0
LFRAC	1	1	0	0.6796	1
SFRAC	0	0	0	0	0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	1551.8958	-8290.4716	1.5162	1.2702	1542.5338
CAL/GM	36.9184	-193.4301	-558.0476	-613.3293	36.7004
MMKCAL/HR	0.3302	-2.6533	-136.3527	-149.8601	6.8996
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-49.195	-58.125	-89.3054	-77.509	-49.2007
CAL/GM-K	-1.1704	-1.3561	-1.5571	-1.7414	-1.1706
DENSITY:					
MOL/CC	1.1500-02	1.1175-02	4.6757-04	1.3761-03	1.1465-02
GM/CC	0.4833	0.4789	2.0811-02	6.1249-02	0.4819
AVG MW	42.0303	42.8602	44.508	44.508	42.0303

Tabla B-3 (Continuación).

STREAM ID	FEXP1	FPROPA	REFLUX	SINFLU
FROM :	DIVB18E	DIVB18E	DIVD18E	53-F
TO :	EXP-1	----	18-E	----
SUBSTREAM: MIXED				
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED
COMPONENTS: MOLE FRAC				
ETANO	3.1837-20	3.1837-20	4.4166-03	0
PROPANO	0.961	0.961	1.1849-03	0
PROPILENO	7.6282-03	7.6282-03	0.9944	0
N-BUTANO	3.7241-04	3.7241-04	0	0
I-BUTANO	2.4439-02	2.4439-02	0	0
BUTILENO	6.5273-03	6.5273-03	0	0
COMPONENTS: KG/HR				
ETANO	5.2225-15	1.0198-16	585.7636	0
PROPANO	2.3265+05	4542.9928	222.5798	0
PROPILENO	1762.2005	34.4114	1.7826+05	0
N-BUTANO	118.828	2.3204	0	0
I-BUTANO	7798.138	152.2783	0	0
BUTILENO	2010.5197	39.2804	0	0
TOTAL FLOW:				
KMOL/HR	5489.687	107.2	4260.0284	0
KG/HR	2.4434+05	4771.2634	1.7905+05	0
L/MIN	9615.4705	187.7683	6173.781	0
STATE VARIABLES:				
TEMP C	61.2655	61.2655	43.4612	MISSING
PRES KG/SQCM	21.7932	21.7932	24.6332	21.0124
VFRAC	0	0	0	MISSING
LFRAC	1	1	1	MISSING
SFRAC	0	0	0	MISSING
ENTHALPY:				
CAL/MOL	1.2702	1.2702	1551.6958	MISSING
CAL/GM	-613.3289	-613.3289	36.9184	MISSING
MMKCAL/HR	-149.86	-2.9264	6.6103	MISSING
ENTROPY:				
CAL/MOL-K	-77.7996	-77.7996	-49.195	MISSING
CAL/GM-K	-1.7479	-1.7479	-1.1704	MISSING
DENSITY:				
MOL/CC	9.5154-03	9.5154-03	1.1500-02	MISSING
GM/CC	0.4235	0.4235	0.4833	MISSING
AVG MW	44.508	44.508	42.0303	MISSING