

35
207



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

“ AHORRO ENERGETICO EN EL PROCESO DE DESTILACION
DE ETILBENCENO ESTIRENO EMPLEANDO
TECNOLOGIAS ALTERNATIVAS ”

TESIS MANCOMUNADA

SANDRA GARCIA GARCIA

OSCAR LAGOS ZEPEDA

TITULO DE INGENIERO QUIMICO



MEXICO, D. F.

1994

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis 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.

Jurado asignado:

Presidente: ROBERTO ANDRADE CRUZ

Vocal: ARTURO LOPEZ TORRES

Secretario: ALEJANDRO VILLALOBOS HIRIART

1er. Suplente: JESUS TORRES MERINO

2do. Suplente: YOLANDA LOZADA GOMEZ



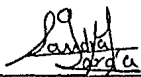
EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

Sitio donde se desarrolló el tema: U.N.A.M. Facultad de Química

Aseror:


ALEJANDRO VILLALOBOS HIRIART

Sustantantes:


BANDRA GARCIA GARCIA


OSCAR LAGOS ZEPEDA

Agradecemos:

A la Universidad Nacional Autónoma de México por brindarnos la oportunidad de cursar una carrera universitaria.

A la Facultad de Química por haber proporcionado todos los elementos para nuestra formación profesional.

A los profesores de la Facultad de Química por compartir sus conocimientos.

Al Ing. Alejandro Villalobos Hiriart por su incondicional apoyo y asesoría en la realización de este trabajo.

Sandra García García

Agradezco:

A la memoria de mi padre por su infinito amor y por haberme enseñado las cosas más importantes de la vida que me han llevado a ser lo que soy.

A mi madre por haberme inculcado la fortaleza para obtener lo que se desea y por haberme apoyado económica y moralmente.

A mis hermanos por haber compartido los momentos más importantes de nuestras vidas.

A Oscar por la capacidad, dedicación, tenacidad y cariño que pone por todas las cosas que realizamos juntos.

A mis amigos y compañeros de quienes aprendí y con quienes compartí momentos inolvidables.

Oscar Lagos Zepeda

Agradezco:

A mis padres por compartir y apoyar decididamente el esfuerzo cotidiano que permite lograr los anhelos más deseados.

A Sandra por su demostración de capacidad, empeño y amor para aquello que ha sido importante para nosotros.

Sin ella el camino hubiera sido más árido y muchas cosas no tendrían el sentido que tienen ahora para mí.

A mis amigos, porque no sólo fueron compañeros de estudios sino amistades perdurables.

INDICE

	Página
CAPITULO UNO. ANTECEDENTES.....	1
CAPITULO DOS. EL PROCESO DE DESTILACION	
2.1 Conceptos generales.....	10
2.2 Procedimiento de diseño.....	12
2.3 Especificaciones de separación.....	13
2.3.1 Balance de materia y energía.....	14
2.4 Datos de equilibrio líquido-vapor y entalpía.....	16
2.5 Condiciones de operación.....	19
2.5.1 Selección de la presión de la columna.....	19
2.5.2 Relación de reflujo óptima.....	21
2.6 Métodos de diseño.....	23
2.6.1 Gráficos.....	23
2.6.2 Cortos.....	27
2.6.3 Análisis de columnas existentes.....	35
2.6.4 Métodos Rigurosos.....	36
2.6.5 Clasificación de los métodos rigurosos.....	38
CAPITULO TRES. CONSUMO DE ENERGIA	
3.1 Requerimientos de energía.....	43
3.2 Niveles de energía dentro de un proceso.....	45
3.3 Método de exergía.....	46

3.4 Factores de diseño que influyen en el consumo energético.....	47
3.4.1 Efecto de la caída de presión.....	47
3.4.2 Efecto del clima.....	48
3.4.3 Ensuciamiento.....	49
3.4.4 Factor de seguridad.....	49
3.4.5 Pérdidas de calor.....	49
3.4.6 Otros factores.....	51
3.4.7 Medios de enfriamiento.....	52
CAPITULO CUATRO. TECNOLOGIAS TENDIENTES AL AHORRO DE ENERGIA	
4.1 Hacer de la destilación un proceso energéticamente más eficiente.....	53
4.1.1 Empleo de empaques y platos de alta eficiencia.....	54
4.1.2 Objetivo en el empleo de empaques.....	54
4.1.3 Empaques estructurados.....	56
4.1.4 Empaques aleatorios.....	60
4.1.5 Rejillas.....	62
4.1.6 Platos de alta eficiencia.....	65
4.2 Comparación entre los diferentes internos para columnas.....	67
4.3 Control avanzado de procesos.....	73
4.3.1 Criterios prácticos.....	77
4.3.2 Ganancia relativa y control dual.....	78
4.3.3 Ventajas del control avanzado.....	81
4.4 Bombeo de calor.....	82

CAPITULO CINCO. DIMENSIONAMIENTO DE COLUMNAS DE PLATOS

5.1 Procedimiento de diseño.....	85
5.2 Tipos de platos más comunes.....	85
5.2.1 Selección del tipo de plato.....	88
5.2.2 Parámetros de diseño.....	88
5.3 Eficiencia de plato.....	90
5.3.1 Métodos teóricos para el cálculo de la eficiencia basados en la transferencia de masa.....	90
5.4 Etapas reales, altura y diámetro de la columna.....	91

CAPITULO SEIS. DIMENSIONAMIENTO DE COLUMNAS EMPACADAS

6.1 Eficiencia de empaque.....	93
6.2 Altura de empaque y columna.....	96
6.3 características hidráulicas.....	97
6.3.1 Definiciones.....	97
6.3.2 Predicción de la caída de presión, punto de inundación y capacidad máxima.....	98
6.4 Criterios para el dimensionamiento.....	102
6.4.1 Cálculo del diámetro de la columna.....	103

**CAPITULO SIETE. EVALUACION DEL PROCESO DE DESTILACION DE
ESTIRENO CON EL DISEÑO ACTUAL**

7.1 Propiedades del estireno.....	106
7.2 Obtención del estireno.....	108
7.3 Descripción del proceso.....	109

7.4 Control del proceso en la sección de destilación.....	112
7.5 Capacidad de producción.....	114
7.6 Análisis del diseño actual.....	115

CAPITULO OCHO. PROPUESTAS DE MODIFICACION AL DISEÑO ACTUAL

8.1 Razones para realizar una renovación en el proceso.....	129
8.2 Evaluación del sobrediseño en el proceso actual.....	129
8.3 Metodología para la modificación del diseño actual empleando empaques estructurados.....	138
8.3.1 Resultados de la modificación empleando empaques estructurados Koch Sulzer BX.....	141
8.3.2 Resultados de la modificación empleando empaques estructurados Norton Intalox 2T.....	147
8.3.3 Resultados de la modificación empleando empaques estructurados Koch Flexipack #3.....	149
8.4 Análisis del control en el proceso actual.....	152
8.5 Control avanzado con el diseño propuesto.....	155
8.6 Empleo de bombeo de calor.....	159

CAPITULO NUEVE. EVALUACION ECONOMICA DE LAS PROPUESTAS

9.1 Recuperación de la inversión en un proyecto.....	162
9.2 Ganancias anuales brutas.....	163
9.3 Inversión total de capital.....	164
9.4 Cálculo del ROI.....	170
9.5 Cálculo del TIR.....	172

9.6 Opción de interés con respecto al interés bancario.....	178
---	-----

CAPITULO DIEZ. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

10.1 Conclusiones.....	178
------------------------	-----

10.2 Recomendaciones.....	181
---------------------------	-----

INDICE DE FIGURAS.....	VI
------------------------	----

INDICE DE TABLAS.....	X
-----------------------	---

UNIDADES EMPLEADAS.....	XII
-------------------------	-----

BIBLIOGRAFIA.....	182
-------------------	-----

INDICE DE FIGURAS

	Página
1.1 Destilación de silanos (Alemania).....	1
1.2 Planta de destilación de silanos.....	2
1.3 Capacidad vs demanda mundial de estireno.....	3
1.4 Capacidad mundial de producción de estireno en 1992.....	4
1.5 Capacidad mundial de producción de estireno para 1997 considerando una "inversión total".....	5
1.6 Capacidad mundial de producción de estireno para 1997 considerando "la mejor postura".....	5
1.7 Predicción del comportamiento de la demanda vs. la capacidad a nivel mundial.....	6
1.8 Movimiento comercial del estireno en México.....	7
1.9 Pronóstico de precios de estireno.....	8
1.10 Aplicaciones del estireno en México en 1993.....	9
2.1 Esquema del proceso de destilación.....	11
2.2 Balance global de materia y energía.....	15
2.3 Etapa de equilibrio.....	16
2.4 Diagrama de composición x-y.....	24
2.5 Construcción gráfica método McCabe-Thiele.....	24
2.6 Construcción gráfica para etapas mínimas. Método McCabe-Thiele.....	25
2.7 Cálculo de la relación de reflujo mínima. Método McCabe-Thiele.....	25
2.8 Construcción gráfica método Ponchon-Savarit.....	26
2.9 Cálculo de reflujo y etapas mínimas. Método Ponchon-Savarit.....	27

	Página
2.10 Método gráfico de Underwood.....	30
2.11 Correlación de Gilliland para N vs. R.....	32
2.12 Correlación de Erbar-Maddox.....	34
3.1 Caída de presión en domo de columna.....	48
4.1 Empaque estructurado tipo malla.....	57
4.2 Empaque estructurado Sulzer ST-100.....	57
4.3 Estructura geométrica en empaques estructurados.....	58
4.4 Empaque estructurado Gempak.....	59
4.5 Empaque estructurado Intalox.....	60
4.6.a Rejillas Flexigril de alta capacidad.....	62
4.6.b Rejillas Flexigril de alta eficiencia.....	63
4.7a Caída de presión para rejillas Flexigril de alta capacidad.....	64
4.7b Caída de presión para rejillas Flexigril de alta eficiencia.....	64
4.8 Capacidad en rejillas.....	65
4.9 Funcionamiento de los platos NYE.....	66
4.10 Comparación de empaques estructurados vs. empaques aleatorios.....	70
4.11 Pureza de destilado vs. energía consumida.....	74
4.12 Energía consumida vs. pureza del producto.....	74
4.13 Control típico en una columna.....	76
4.14 Estructuras jerárquicas.....	78
4.15 Bombeo de calor.....	83
4.16 Recompresión de vapor.....	84

	Página
5.1 Alternativas de arreglos de bajantes.....	86
5.2 Parámetros mecánicos de un plato perforado.....	88
6.1 Gráfica de inundación y caída de presión para empaques Sulzer BX.....	100
6.2 Gráfica de inundación y caída de presión para empaques Intalox 2T.....	101
6.3 Gráfica de inundamiento y caída de presión para empaques Flexipac #3.....	101
7.1 Diagrama de bloques del proceso de producción de estireno.....	107
7.2 Diagrama de flujo del proceso de deshidrogenación de etilbenceno.....	110
7.3 Diagrama de flujo del proceso sección de destilación de estireno.....	111
7.4 Diagrama de control de proceso sección de destilación de estireno.....	113
8.1 Variación de la composición en componentes clave con respecto al aumento de carga (Columna DA-101).....	132
8.2 Variación de la carga térmica en el rehervidor vs % en carga (Columna DA-101).....	133
8.3 Variación de la relación de reflujo vs % en carga (Columna DA-101).....	133
8.4 Variación de la composición en componentes clave con respecto al aumento de carga (Columna DA-102).....	134
8.5 Variación de la carga térmica en el rehervidor vs % en carga (Columna DA-102).....	134
8.6 Variación de la relación de reflujo vs % en carga (Columna DA-102).....	135
8.7 Variación de la composición en componentes clave con respecto al aumento de carga (Columna DA-103).....	135
8.8 Variación de la carga térmica en el rehervidor vs % en carga (Columna DA-103).....	136
8.9 Variación de la relación de reflujo vs % en carga (Columna DA-103).....	136

8.10 Variación de la composición en componentes clave con respecto al aumento de carga (Columna DA-104).....	137
8.11 Variación de la carga térmica en el rehedidor vs % en carga (Columna DA-104).....	137
8.12 Variación de la relación de reflujo vs % en carga (Columna DA-104).....	138
9.1 Recuperación de inversión vs tiempo.....	177

INDICE DE TABLAS

	Página
2.1 Reglas heurísticas para la relación R_{opt}/R_{min}	22
2.2 Resumen de métodos rigurosos para destilación.....	39
4.1 Características de diversos tipos de empaques estructurados.....	61
5.1 Comparación de los tipos de platos más comunes.....	87
5.2 Parámetros de diseño de platos y sus efectos en la operación.....	89
7.1 Especificaciones del proceso.....	114
7.2 Propiedades de las principales corrientes.....	116
7.3 Resultados de la simulación del proceso actual.....	118
7.4 Dimensionamiento de los platos.....	126
8.1 Resultados en el aumento de carga de alimentación.....	130
8.2 Valores reportados de HETP para el sistema estireno-etilbenceno.....	141
8.3 Resultados de la modificación empleando empaques estructurados Koch Sulzer BX.(Aumento de capacidad 30%).....	142
8.4 Resultados de la modificación empleando empaques estructurados Koch Sulzer BX.(Aumento de capacidad 40%).....	143
8.5 Resultados de la modificación empleando empaques estructurados Koch Sulzer BX.(Aumento de capacidad 50%).....	145
8.6 Resultados de la modificación empleando empaques estructurados Norton Intalox 2T.(Aumento de capacidad 30%).....	147
8.7 Resultados de la modificación empleando empaques estructurados Norton Intalox 2T.(Aumento de capacidad 40%).....	148
8.8 Resultados de la modificación empleando empaques estructurados Norton Intalox 2T.(Aumento de capacidad 50%).....	149

8.9 Resultados de la modificación empleando empaques estructurados Koch Flexipack #3.(Aumento de capacidad 30%).....	150
8.10 Resultados de la modificación empleando empaques estructurados Koch Flexipack #3.(Aumento de capacidad 40%).....	151
8.11 Resultados de la modificación empleando empaques estructurados Koch Flexipack #3.(Aumento de capacidad 50%).....	151
8.12 Control dual de proceso.....	153
8.13 Control dual de proceso.(Diseño propuesto).....	155
9.1 Ganancias anuales.....	163
9.2 Estimación de las ganancias anuales basadas en el pronóstico de porcentaje de operación promedio.....	163
9.3 Costo de la renovación del proceso (empaques estructurados).....	164
9.4 Costo de la renovación del proceso (bombeo de calor).....	164
10.1 Comparativo del diseño actual y propuesto.....	178

UNIDADES

En el presente trabajo se usarán las siguientes unidades:

Masa	Kg
Longitud	m
Presión	Kg/cm ²
Volumen	m ³
Flujo másico	Kg/h
Flujo volumétrico	m ³ /h
Flujo molar	Kgmol/h
Energía	Kcal/h
Temperatura	°C, K
Area	m ²
Velocidad	m/s
Densidad	Kg/m ³
Viscosidad	cp

Conversiones:

$$1 \text{ lb} = 0.4536 \text{ Kg}$$

$$1 \text{ pie} = 12 \text{ pulgadas} = 0.3048 \text{ m}$$

$$1 \text{ atm} = 760 \text{ mm Hg} = 33.93 \text{ pies de agua} = 1.033 \text{ kg/cm}^2$$

$$1 \text{ Btu} = 252 \text{ cal}$$

$$1 \text{ Galón} = 3.785 \text{ litros}$$

$$1 \text{ m}^3 = 1000 \text{ litros}$$

$$1 \text{ barril} = 159 \text{ litros}$$

$$K = ^\circ\text{C} + 273$$

CAPITULO UNO

ANTECEDENTES

Los procesos de destilación son los más empleados para la purificación y recuperación de productos en la industria química y petroquímica, siendo a su vez, altamente demandantes de energía. Para citar un ejemplo, en Estados Unidos la destilación se usa en el 95% de los procesos de separación y consume el equivalente de energía de 1.2 millones de barriles de crudo por día en alrededor de 40.000 columnas de destilación [1] (Figuras 1.1 y 1.2)

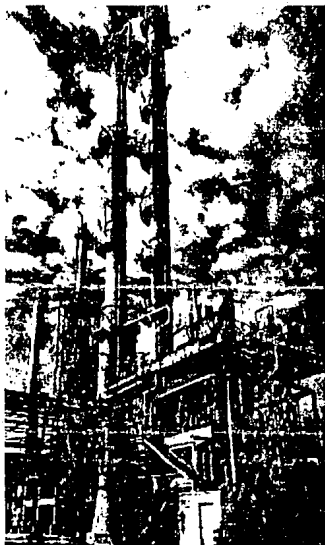


Figura 1.1. Unidad de destilación de silanos (Alemania)

A pesar de que la destilación no proporciona una alta eficiencia termodinámica, es un proceso de bajo costo de capital con respecto a otros, es funcional y su diagrama de flujo es relativamente sencillo. Es por esto que se encuentra en este proceso de separación un gran potencial para ahorrar energía, para lo cual es necesario analizar el diseño y operación de las columnas de destilación y detectar los puntos en los cuales puede llevarse a cabo un ahorro energético.

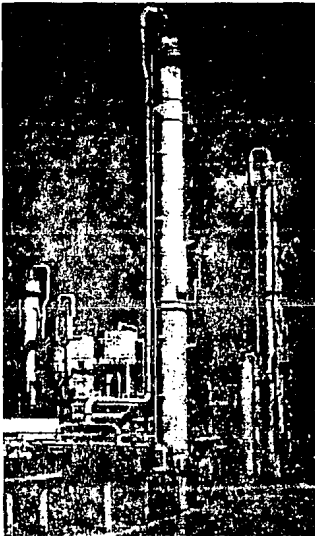


Figura 1.2. Columnas de destilación de silanes

Existen varias maneras de ahorrar energía en la destilación, entre las principales se encuentran:

- Hacer la destilación más eficiente.
- Aumentar la destilación con procesos avanzados para formar sistemas híbridos energéticamente eficientes.

Para maximizar los ahorros de energía a corto plazo, se deben aplicar sistemas o tecnologías que impliquen mayor eficiencia energética en las columnas de destilación, estas tecnologías incluyen sistemas de control avanzado de procesos, empaques y platos de alta eficiencia así como la integración térmica.

El empleo de sistemas de control avanzado de procesos implica ahorros de energía del 10 al 15%, esto se aplica básicamente cuando es necesario separar componentes con puntos de ebullición cercanos. [2]

La integración térmica es una tecnología de bajo riesgo con alto potencial económico y debe ser considerada en casos donde existan diferencias significativas entre la temperatura de las corrientes involucradas y que esto no cause problemas operacionales.

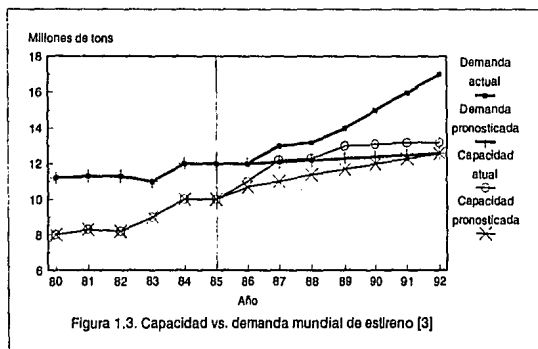
Otros casos de aplicación son los de empleo de empaques de alta eficiencia que generan ahorros de energía del 15 al 42%. [2]

La aplicabilidad de estos conceptos dependerá del valor de la energía ahorrada y del costo de inversión total. Además del ahorro de energía mediante el uso de empaques de alta eficiencia se tiene la opción de un aumento en la capacidad de producción.

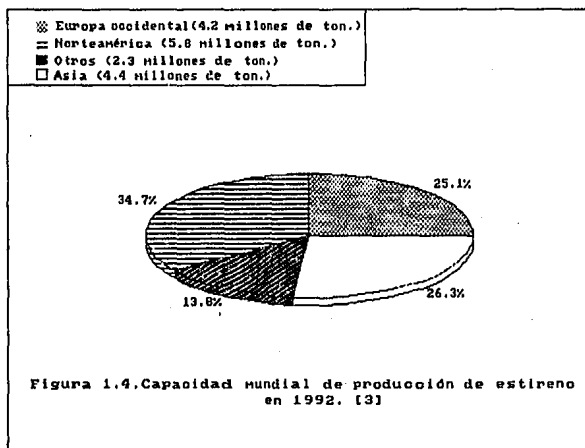
Para analizar las modificaciones empleando algunas de las alternativas propuestas se seleccionó el proceso de destilación de estireno/etilbenceno, y a continuación se presenta un breve marco histórico de la situación mundial y nacional del estireno.

Una proyección hecha a mediados de los ochentas mostró una velocidad de crecimiento en la capacidad de producción y demanda de estireno del 3.7%, de 1985 a 1992, basado en las buenas condiciones económicas globales [3].

Un análisis realizado recientemente entre el pronóstico y la situación actual muestra que la demanda fue mayor de lo pronosticado, lo cual fomentó el aumento de capacidad entre 1987 y 1989, posteriormente fue disminuyendo hasta fines de 1992 [3] (Figura 1.3).



La capacidad de producción de estireno a nivel mundial en 1992 era de 16.7 millones de toneladas, de los cuales Norte América aportó cerca del 35% de la capacidad global, Asia más de 26%, Europa Occidental 25% y el resto del mundo cerca del 14% (Figura 1.4) [3].



Un pronóstico para 1997 considera dos opciones, una "Inversión Total" en la que los productores aumentarán la capacidad global de producción de estireno a 20.9 millones de toneladas (Figura 1.5) y otra "Mejor Postura" con un aumento a 19.2 millones de toneladas (Figura 1.6). Una comparación de los dos pronósticos se muestra en la (Figura 1.7) [3]

En cuanto a la demanda de estireno, se pronostica un incremento de 4 millones de toneladas de 1993 a 1997, alcanzando 18.5 millones de toneladas. [3]

- ⊗ Europa occidental (4.3 millones de ton.)
- ▨ Otros (3.1 millones de ton.)
- Asia (7.2 millones de ton.)
- Norteamérica (6.3 millones de ton.)

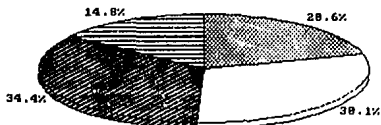


Figura 1.5. Capacidad mundial de producción de estireno para 1997 considerando una "Inversión total" [3]

- ⊗ Europa occidental (4.2 millones de ton)
- ▨ Asia (6.6 millones de ton)
- Otros (2.4 millones de ton)
- Norteamérica (6 millones de ton)

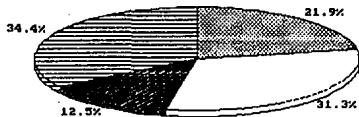
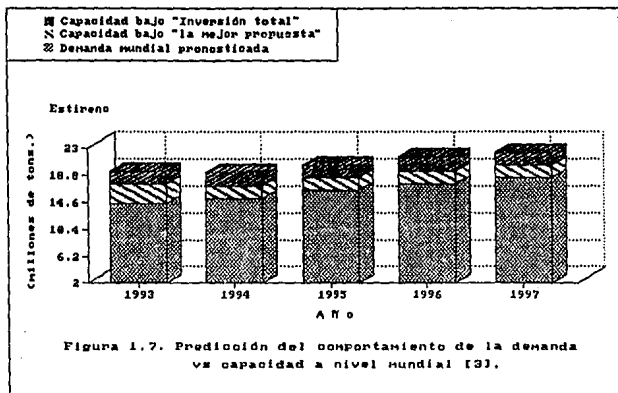


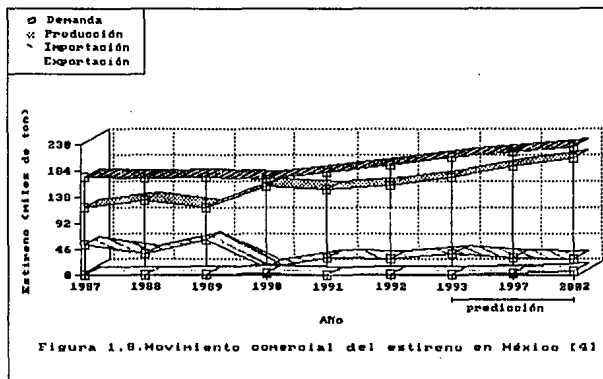
Figura 1.6. Capacidad mundial de producción de estireno para 1997 considerando "la mejor postura" [3]



Como conclusiones del panorama mundial podemos puntualizar lo siguiente:

- El crecimiento de la capacidad de producción de estireno ésta década será en promedio de 4.4%, con una demanda de 18.5 millones de toneladas en 1997 [3].
- En el caso de expansión de estireno "Inversión Total", los incrementos de capacidad de producción no alcanzarán el 90% en el periodo de 1993 a 1997, pero en un caso de un aumento racional de la de capacidad, los incrementos podrían alcanzar arriba del 90% en 1995 [3].
- El Este de Asia continuará siendo un gran importador de estireno en este periodo.
- En el caso de incremento de capacidad "Inversión Total" los productores de estireno verán pocas ganancias en el periodo, pero en el caso de la "Mejor Postura" la rentabilidad puede retomar en 1995.

El pronóstico dentro del mercado nacional señala que la demanda de estireno aumentará a 228 toneladas para el año 2002 y la capacidad de producción se mantendrá en un nivel inferior [4], como se ha mantenido de 1986 a la fecha, por lo que es necesario importar la diferencia para satisfacer la demanda nacional (Figura 1.8). Lo anterior muestra la necesidad de incrementar la capacidad de producción de estireno en México.



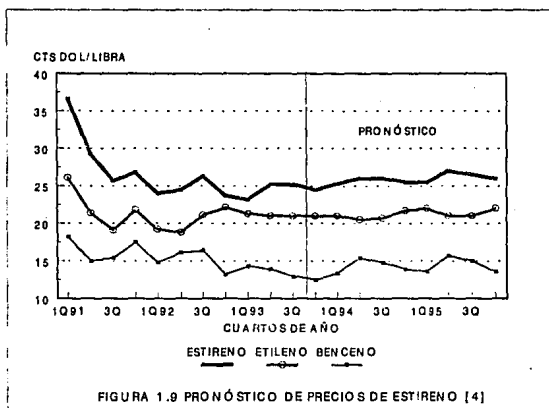
Un estudio de los costos de producción realizado por SRI en 1990 estimó lo siguiente [4]:

Compañía	PEMEX	PEMEX		
Planta	Cd. Madero	Cangrejera	Escalamiento	
Localización	Golfo de E.U.	Veracruz	México	
Tecnología	Lummus	Monsanto/Lumms		
Capacidad (tons/año)	450,000	30,000	150,000	450,000
Producción en 1990 (tons)	450,000	30,000	139,000	450,000
% de operación	100	100	93	100
Costos de producción (cts. dol/Kg)	50.83	51.02	51.63	50.67

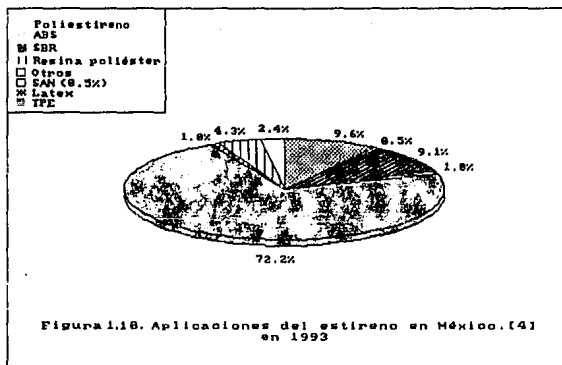
Actualmente no se han estimado los costos de producción en las plantas de PEMEX.

En el Capítulo nueve de este trabajo se presenta el cálculo de los costos de producción para las modificaciones propuestas.

En cuanto a los precios del estireno, estos han variado entre los 20 y 22 cents de dólar/libra los últimos años y no se pronostica un cambio significativo para 1996 como se muestra en la Figura 1.9 [4].



La principal aplicación del estireno en México es la producción de poliestireno, 72.2 %, seguido por el ABS, SBR, la resina poliéster, látex, TPE, SAN y otras. (Figura 1.10)



CAPITULO DOS

EL PROCESO DE DESTILACION

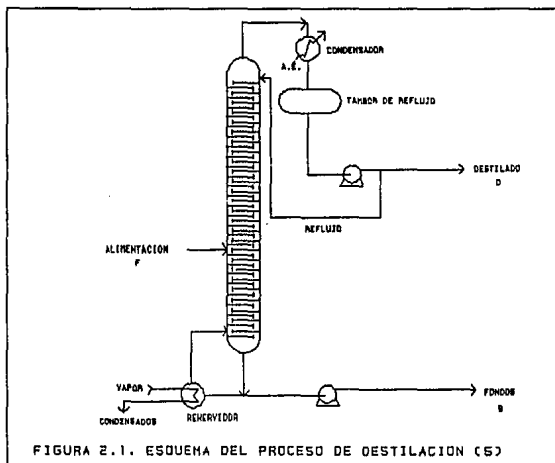
2.1. Conceptos generales

La destilación es un proceso de separación física de una mezcla en dos o más componentes que tienen diferente punto de ebullición, esta diferencia favorece que los componentes más volátiles se separen de la mezcla. En la práctica industrial la destilación se compone por la columna de platos o empaques, un rehervidor para los fondos y un condensador para el producto de domo (Figura 2.1).

En las columnas se introduce la alimentación en forma continua en algún punto intermedio de la columna y se suministra calor al rehervidor para vaporizar una parte del líquido, este vapor asciende debido a que su densidad es menor que la del líquido que desciende. La columna contiene en su interior dispositivos llamados platos o empaques los cuales proporcionan etapas en la columna para permitir el contacto íntimo entre el vapor y el líquido y favorecer de este modo el mezclado y la separación de los componentes.

El condensador remueve el calor del vapor que abandona la columna por la parte superior. Una parte del líquido que se condensa se regresa a la columna como reflujo y el resto se convierte en el producto destilado.

Para comprender el método de diseño de una columna de destilación, antes del procedimiento para dimensionar, es necesario tener claros ciertos conceptos que definen los componentes que forman parte del proceso de destilación y son fundamentales para el dimensionamiento de la columna, tales como el concepto de etapa de equilibrio, etapas mínimas, reflujo mínimo, eficiencias, secciones de agotamiento y rectificación; los cuales se describirán a continuación.



- Etapa de equilibrio

Los procesos de transferencia de masa y energía en una columna de destilación real son muy complicados para ser fácilmente modelados por algún método directo, esta dificultad es evitada usando el modelo "etapa de equilibrio" en el cual todo el líquido y vapor que entran a la etapa están en íntimo contacto y perfectamente mezclados, la etapa opera a estado estacionario y tiene un producto líquido y un producto vapor. La totalidad del vapor que deja la etapa está en equilibrio con la totalidad del líquido que deja la etapa y pueden usarse las relaciones termodinámicas para determinar la temperatura, composición, entalpía, etc. de las corrientes de salida.

- Eficiencia total de la columna

Esta definida como el número de etapas teóricas para una columna (sin incluir el condensador ni el rehovidor), entre el número de etapas reales o actuales.

$$E_o = N/N_{real} \quad (2.1)$$

Secciones de agotamiento y rectificación

La sección de rectificación o de enriquecimiento se ubica entre el plato de alimentación y el condensador, en ésta se concentran los componentes más volátiles debido a que el reflujo líquido de domos condensa los componentes menos volátiles del vapor que asciende.

La sección de platos que se encuentra entre la alimentación y el rehovidor se denomina sección de agotamiento, en la cual el vapor recirculado vaporiza o agota los componentes más volátiles, concentrando la corriente líquida de los componentes menos volátiles.

- Etapas mínimas

Son las que resultan del cálculo cuando la columna es operada sin alimentación continua y a reflujo total, es decir, todo el producto de domo y de fondo es recirculado a la columna.

- Reflujo mínimo

Se define como la relación de reflujo, la cual si decese por una cantidad infinitesimal requerirá un número infinito de etapas para alcanzar una separación específica (Figura 2.7).

2.2 Procedimiento de diseño

La secuencia para el dimensionamiento de una columna que realiza una separación determinada son enlistados a continuación:

- a) Especificación de la separación. Si la composición de los productos o requerimientos de flujo de productos no están definidos, determinarlos por optimización de balances de materia y energía.
- b) Selección de un método para la generación de los datos de equilibrio líquido-vapor y entalpía.
- c) Estimación o selección de las condiciones de operación, presión y relación de reflujo óptimas.
- d) Cálculo del número de etapas de equilibrio teóricas para la relación de reflujo seleccionada.
- e) Selección del tipo de interno que se instalará.
- f) Fijar la geometría del interno.
- g) Estimar o seleccionar la eficiencia.
- h) Cálculo del número de etapas reales.
- i) Determinación de la altura de la columna.
- j) Determinación del diámetro de la columna

Los puntos a) al d), que son las bases teóricas comunes para el diseño de columnas empacadas y de platos, serán analizados en el presente capítulo, y los puntos e) al j) se analizarán en los capítulos cinco y seis para columnas de platos y empacadas respectivamente.

2.3 Especificaciones de separación

Para iniciar el dimensionamiento de una columna de destilación es necesario definir la separación que se desea obtener, mediante la especificación de las variables involucradas en los balances de materia y energía.

A una velocidad de flujo F y composición de alimentación z definidas, las ecuaciones (2.2) y (2.3) definen la columna global, involucrando cuatro incógnitas: B , D , x_B y x_D , donde, solo dos variables pueden ser especificadas para la

separación, de las cuales al menos una será una composición. Usualmente, dos purezas, o una pureza y un flujo de producto son especificadas.

Dentro de las especificaciones que pueden usarse para definir la separación tenemos:

- Flujo de producto
- Composición en destilado o fondos
- Propiedades físicas (como función directa de la composición)
- Rendimiento de calor o flujo interno (p.e. reflujo)
- Producto lateral
- Calor removido

Cuando han sido definidas las variables que especifican la separación deseada, se utilizan para resolver las ecuaciones de balances de materia y energía.

2.3.1 Balance de materia y energía

En los procesos industriales, los balances de materia y energía son el cómputo exacto de la materia o energía, según sea el caso, que entra, sale, se acumula o se transforma en una zona en el período de un proceso de transformación.

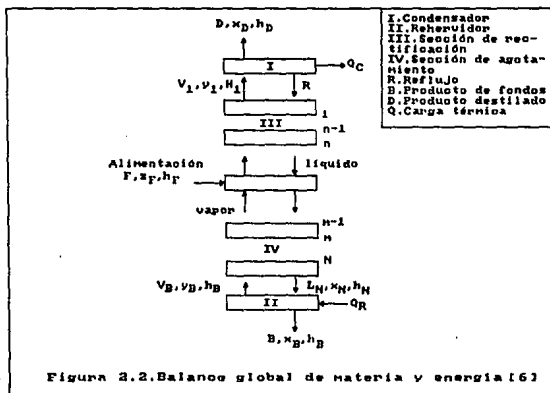
Estos balances conducen a ecuaciones en las que se puede despejar una variable y hallar su valor en función de las restantes.

En las columnas de destilación que no tiene productos laterales las ecuaciones del balance de materia que definen la columna global (Figura 2.2) son:

$$F = B + D \quad (2.2)$$

y

$$Fz = Bx_B + Dx_D \quad (2.3)$$



Para una etapa simple de destilación binaria (Figura 2.2 y 2.3), se aplican las siguientes ecuaciones:

Balance de Materia

$$F_n + V_{n+1} + L_{n-1} = V_n + L_n \quad (2.4)$$

Balance por Componentes

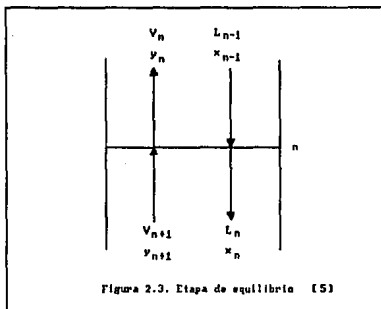
$$F_n z_n + V_{n+1} y_{n+1} + L_{n-1} x_{n-1} = V_n y_n + L_n x_n \quad (2.5)$$

Balance de Energía

$$H_n + F_n H_{f,n} + V_{n+1} H_{v,n+1} + L_{n-1} H_{L,n-1} = V_n H_{v,n} + L_n H_{L,n} \quad (2.6)$$

Relación de Equilibrio

$$y_n = K x_n \quad (2.7)$$



2.4 Datos de equilibrio líquido-vapor y entalpía.

Para la solución de los balances de materia y energía y las relaciones de equilibrio se requieren las constantes de equilibrio de cada componente y las entalpías de las corrientes de vapor y líquido a las condiciones de cada etapa.

El equilibrio líquido-vapor es un tema bastante extenso y complejo que no entra en el objetivo de esta tesis, sin embargo, el proceso de destilación no puede ser descrito sin la implicación de algunos conceptos del equilibrio líquido-vapor. Por esta razón sólo se mencionan los conceptos que, a nuestra consideración, son indispensables para la comprensión del diseño en destilación.

La constante de equilibrio líquido-vapor puede definirse por dos ecuaciones:

$$K_i = \frac{\phi_i^L}{\phi_i^V} \quad (2.8)$$

y

$$K_i = \frac{\gamma_i f^{*L}}{\phi_i^V} \quad (2.9)$$

En la ecuación (2.8) ϕ_i^V y ϕ_i^L son los coeficientes de fugacidad para la fase vapor y líquido respectivamente, y se calculan con ecuaciones de estado que consideran mezclas y soluciones reales para gases y líquidos respectivamente. En la ecuación (2.9), γ_i es el coeficiente de actividad y se calcula con modelos que representan soluciones reales para la fase líquida, f_i^L es la fugacidad del estado de referencia del componente puro.

Las ecuaciones de estado más usadas para el cálculo de los coeficientes de fugacidad son:

- Benedict-Webb-Rubin (BWR)
- Peng-Robinson
- Redlich-Wong
- Redlich-Wong-Soave
- Peng-Robinson-Stryjek-Vera (PRSV)

Los modelos más conocidos para determinar el coeficiente de actividad son:

- Wilson
- NRTL (Renon-Prausnitz)
- UNIQUAC (Abrams-Prausnitz)
- UNIFAC (Fredenslund-Abrams-Prausnitz)

Todas las ecuaciones anteriores tienen un rango de aplicación específico, y debe seleccionarse la que reproduzca con mayor exactitud el sistema en cuestión.

A continuación se desarrolla brevemente la ecuación de estado PRSV por ser la usada en este trabajo.

Peng-Robinson-Stryjek-Vera (PRSV) [7].

Esta es una ecuación de estado cúbica que representa con la misma exactitud componentes no polares, polares asociados y no asociados, así como las mezclas de los mismos. Únicamente para sistemas formados por un componente polar

de los mismos. Únicamente para sistemas formados por un componente polar (asociado o no asociado) y un hidrocarburo saturado los resultados son menos exactos.

Peng y Robinson propusieron una ecuación de estado de la forma:

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V^2 + 2bV - b^2} \quad (2.10)$$

La no idealidad de un gas se expresa por el factor de compresibilidad Z,

$$Z = PV/RT \quad (2.11)$$

La ecuación (2.10) se resuelve con mayor facilidad si se combina con la ecuación (2.11) dando la siguiente ecuación cúbica:

$$Z^3 - Z^2 + (A - B^2)Z - AB \quad (2.12)$$

donde:

$$A = aP/R^2T^2 \quad (2.13)$$

$$B = bP/RT \quad (2.14)$$

$$a = (\sum y_i a_i^{1/2})^2 \quad (2.15)$$

$$b = \sum y_i b_i \quad (2.16)$$

y
$$a_i = (0.457235 R^2 T_c^2 / P_c) \alpha_i \quad (2.17)$$

$$b_i = 0.077796 RT_c / P_c \quad (2.18)$$

$$\alpha_i = [1 + m_i (1 - T_r^{0.5})]^2 \quad (2.19)$$

donde m_i se considera una función únicamente del factor acéntrico ω .

Después de un cuidadoso estudio de las desviaciones de la presión de vapor experimental y la calculada como una función de la temperatura reducida dada por la ecuación de Peng-Robinson, Stryjek y Vera observaron grandes errores a todas las temperaturas para componentes con valores altos de factor acéntrico, incluso para componentes no polares como el hexadecano, y tales errores se

incrementaban rápidamente a bajas temperaturas reducidas para todos los componentes.

Un gran progreso se obtuvo con la siguiente expresión para m :

$$m = m_o + m_1(1+Tr^{0.5})(0.7 - Tr) \quad (2.20)$$

con

$$m_o = 0.378893 + 1.4897153\omega - 0.17131848\omega^2 + 0.0196554\omega^3 \quad (2.21)$$

siendo m_1 un parámetro ajustable característico de cada componente puro.

La expresión para el coeficiente de fugacidad de un componente en una mezcla, es de la misma forma que la ecuación de Peng-Robinson [8].

$$\ln \phi_i = \frac{b_i}{b} (Z-1) - \ln(Z-B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \frac{2\sum x_i a_i}{a} - \frac{b_i}{b} \ln \frac{Z+(1+2)B}{Z+(1-2)B} \quad (2.22)$$

$$y \quad \frac{\Delta H^i}{RT} = Z-1 \frac{1}{bRT} \ln 1 + \frac{B}{Z} \sum x_i z_i \frac{1+m_i}{\alpha_i} \quad (2.23)$$

La entalpía de las fases vapor y líquido en la etapa n esta dada por:

$$H_n = H_{i,d,n}^o + \Delta H^i \quad (2.24)$$

donde $H_{i,d,n}^o$ es la entalpía del gas ideal a la temperatura de la etapa n .

2.5 Condiciones de operación

2.5.1 Selección de la presión de la columna

La presión de operación de la columna influye en la distribución de un componente determinado entre el vapor y el líquido en equilibrio, por lo que debe seleccionarse la que proporcione la distribución más eficiente bajo las condiciones más seguras.

Cuando es factible, la presión de operación de la columna se fija por la temperatura de condensación del producto de domo, considerando el punto de burbuja si el condensador es total, y el punto de rocío si es parcial. La presión se determina haciendo los cálculos de punto de burbuja o punto de rocío, según sea el caso, a la temperatura que tendrá el producto en el condensador con el medio de enfriamiento seleccionado o disponible. Las consideraciones anteriores, en algunos casos, podrían provocar una temperatura excesivamente elevada en el rehevador, por lo tanto, la presión de la columna quedaría definida por la temperatura del producto de fondos que dé el valor máximo de seguridad.

Las siguientes consideraciones son importantes para la selección de la presión óptima de la columna:

Al aumentar la presión de la columna se eleva la temperatura del fondo y la temperatura del rehevador causando un ensuciamiento en los platos inferiores y en el rehevador, debido a la degradación química de los productos, y se requerirá un medio de calentamiento más costoso. Cuando la degradación química, polimerización o ensuciamiento no son significantes y se dispone de un medio de calentamiento adecuado, la separación es llevada a cabo a presiones arriba de la atmosférica. Para separaciones al vacío, es deseable fijar la presión tan alta como sea posible, debido a que al elevarse la presión aumenta la densidad del vapor y la capacidad de manejo de éste, lo que conduce a una reducción en el diámetro de la columna. La presión es, por tanto, fijada lo más alta posible de manera que provoque una temperatura de punto de burbuja suficientemente baja para prevenir degradación significativa de los materiales de fondos y para ser satisfactoriamente llevada a ebullición con el medio de calentamiento disponible. Para separaciones a presión, los factores que controlan son usualmente la disminución de volatilidades relativas y el aumento en el punto de ebullición del destilado al aumentar la presión.

En este caso la presión es usualmente fijada lo más baja posible de manera que permita una condensación satisfactoria usando agua de enfriamiento o aire.

2.5.2. Relación de reflujo óptima

Para incrementar el funcionamiento de una columna de destilación, una parte de la corriente de domo es regresada como un líquido de reflujo. La relación de reflujo se define como:

$$R = L_o/D \quad (2.25)$$

Esta relación tiene una influencia directa en los costos de operación y de capital, de la columna; de ahí la importancia de seleccionar la óptima que nos provoque los menores costos. Cuando la relación de reflujo se eleva, las cargas térmicas en el condensador y en el rehervidor aumentan, y el número de etapas decrece haciendo la columna más corta, pero aumentando el diámetro, por lo que los costos de operación de la columna crecen.

Cerca de la relación mínima de reflujo, pequeños incrementos en ésta, acortan la columna y sólo marginalmente aumentan el diámetro por lo que los costos de capital decrecen, pero si se efectúa un nuevo incremento en el reflujo, la altura se reduce lentamente mientras el diámetro crece aceleradamente.

Eventualmente, los ahorros de las columnas cortas llegan a ser menores que los costos de aumentar el diámetro y los costos de capital aumentan cuando la relación de reflujo se eleva. Con diseños tendientes al ahorro de energía, el reflujo óptimo está usualmente cerca del reflujo mínimo, donde pequeños errores en volatilidades relativas y entalpías conducen a grandes errores en el número de platos, en consecuencia, cualquier diferencia en la distribución ocasionará que parte de la columna opere abajo del reflujo mínimo y la separación no será alcanzada, por lo que es usual la tendencia a márgenes seguros de reflujo mínimo.

Una práctica alternativa excelente para columnas cuyo reflujo óptimo es cercano al mínimo, es dejar este margen de seguridad solamente en el diseño del sistema de reflujo y servicios y diseñar el número de etapas para el reflujo óptimo, esto permite acercarse al reflujo mínimo previniendo desastres al aumentar los errores de volatilidad y entalpia o la mala distribución cerca del reflujo mínimo.

Reglas heurísticas son comunmente usadas por los diseñadores para la optimización del reflujo por métodos cortos, los cuales usualmente no ocasionan más que una pérdida económica menor; estas reglas son expresadas como la relación óptima de reflujo a reflujo mínimo R_{opt}/R_{min} (Tabla 2.1).

Durante la década de los sesentas cuando la energía era barata, la relación R_{opt}/R_{min} era alta, sin embargo una investigación hecha por King [9] demuestra que aún con energía barata, estas altas relaciones eran generalmente muy cercanas (1.1 a 1.25 veces) al mínimo. La relación óptima cayó cuando el costo de la energía subió bruscamente en 1973 y aunque los precios de la energía han disminuido, la conciencia del alto costo de la energía permanece y se mantiene la práctica de usar bajas relaciones R_{opt}/R_{min} .

Tabla 2.1. Reglas Heurísticas para la Relación R_{opt}/R_{min} [10]

Medio de Enfriamiento en condensador	R_{opt}/R_{min}
Agua o aire (Notas 1,2)	1.2 - 1.5
Refrigeración de alto nivel (Nota 1)	1.1 - 1.2
Refrigeración de bajo nivel (Nota 1) (< -150°F)	1.05 - 1.1

¹Considerando columnas de acero al carbón o inoxidable, para materiales más costosos, R_{opt}/R_{min} es mayor.

²Usando vapor, aceite caliente o un medio de calentamiento similar en el rehervidor, si se usa calor de desecho, R_{opt}/R_{min} es de 1.4-1.5

2.6 Métodos de diseño

Existen varios métodos para el diseño de columnas, que proporcionan el número de etapas teóricas, relación de reflujo, etapas mínimas y la localización de la etapa de alimentación.

Estos métodos los podemos dividir en:

- Gráficos (diagrama x-y)
- Cortos (ecuaciones empíricas)
- Rigurosos (etapa por etapa)

Actualmente los métodos rigurosos son los más recomendados para el dimensionamiento de las columnas de destilación, debido a que el uso de las computadoras los hace accesibles, rápidos y precisos.

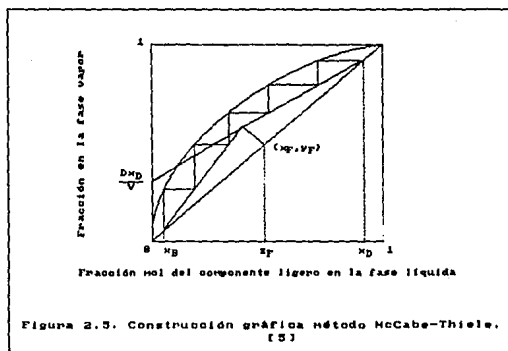
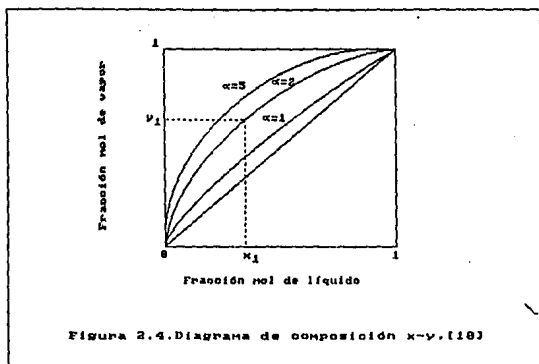
Los métodos cortos se usan como un primer cálculo para proporcionar los datos preliminares en los métodos rigurosos, y los métodos gráficos se recomiendan para interpretar los resultados del método riguroso.

Una descripción breve de los métodos más usados de cada grupo, se presenta a continuación.

2.6.1 Métodos gráficos

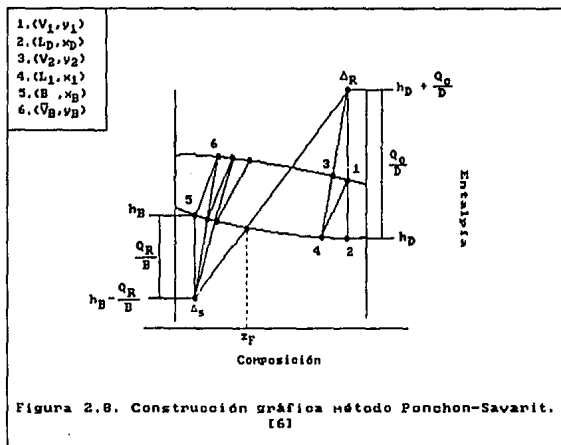
McCabe-Thiele

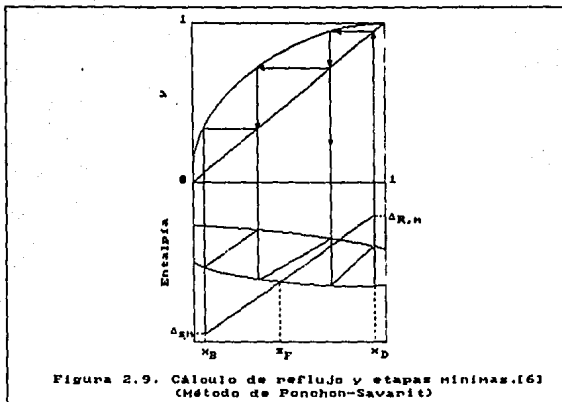
Este método, aplicable a sistemas binarios, usa el diagrama x-y (Figura 2.4) para leer las composiciones de las corrientes y determina etapas teóricas, plato de alimentación (Figura 2.5), etapas mínimas (Figura 2.6) y reflujo mínimo (Figura 2.7).



Ponchon-Savarit

Este procedimiento gráfico incorpora los balances de entalpía como una parte integral del cálculo, combina el balance de materia con los cálculos de balance de entalpía, de tal forma que además de las composiciones de vapor y líquido en la columna proporciona información sobre el condensador y el reboilador. Este método usa el diagrama composición-entalpía para determinar las etapas teóricas, plato de alimentación, relación de reflujo (Figura 2.8), etapas mínimas y reflujo mínimo (Figura 2.9).





Actualmente estos métodos gráficos se usan como interpretación a los resultados obtenidos de un método riguroso por computadora.

2.6.2 Métodos cortos

- Etapas mínimas

El número mínimo de etapas está dado por la ecuación de Fenske [10]:

$$N_{\min} = \ln S / \ln (\alpha_{LK/HK})_{av} \quad (2.26)$$

donde S es un factor de separación definido como:

$$S = (x_{LK}/x_{HK})_D (x_{HK}/x_{LK})_B \quad (2.27)$$

La ecuación de Fenske demostró ser rigurosa si:

$$(\alpha_{LK/HK})_{av} = N \sqrt{\alpha_{LK/HK,1} \alpha_{LK/HK,2} \dots \alpha_{LK/HK,N}} \quad (2.28)$$

Sin embargo, $(\alpha_{LK/HK})_{av}$ usualmente se obtiene de alguna de las siguientes aproximaciones:

a). Evaluar α_{av} a $T_{av} = (T_{dom} + T_{fon})/2$

b). $\alpha_{av} = (\alpha_{dom} + \alpha_{fon})/2$

c). $\alpha_{av} = \alpha$ a la temperatura del plato de alimentación

d). $\alpha_{av} = \alpha_{dom} \alpha_{fon}$

e). $\alpha_{av} = \sqrt[3]{\alpha_{dom} \alpha_{med} \alpha_{fon}}$

- Modificación de Winn

En un intento por considerar las variaciones de temperatura en la volatilidad relativa, Winn [11] propuso la ecuación

$$N_{min} = \frac{\ln (x_{LK,D}/x_{LK,B}) (x_{HK,B}/x_{HK,D})^{\theta_{LK}}}{\ln \beta_{LK/HK}} \quad (2.29)$$

$\beta_{LK/HK}$ y θ_{LK} son constantes a una presión fija, evaluada del valor de K para los componentes claves, ligero y pesado, a la temperatura de domo y de fondos. $\beta_{LK/HK}$ y θ_{LK} están relacionados por la siguiente expresión:

$$\beta_{LK/HK} = K_{LK}/(K_{HK})^{\theta_{LK}} \quad (2.30)$$

La ecuación de Winn se reduce a la de Fenske cuando $\theta_{LK}=1$ y $\beta_{LK/HK} = \alpha_{LK/HK}$.

- Método de Shinsky

Shinsky [12] consideró la importancia de la separación de los componentes de la alimentación completamente mezclada y definió el factor de separación S en términos de la composición de los productos como:

$$S = y(1-x) / (x(1-y)) \quad (2.31)$$

Por lo tanto, a mayor pureza de los productos, y se aproximará a 1.0 y x a 0.0 provocando la tendencia de S al infinito.

Douglas y McAvoy [12] propusieron un modelo más aproximado para determinar el factor de separación:

$$S = \frac{\alpha}{(1 + D/Lz)^{1/2}} \quad (2.32)$$

Este modelo incorpora la influencia de la energía en términos de la relación de reflujo y también incluye el efecto de los cambios de la composición de la alimentación sobre la separación.

- Reflujo mínimo

Método de Underwood [13].

Este método considera volatilidad relativa constante a la temperatura promedio de la columna y flujo molar de domo constante. Proporcionando razonable exactitud para sistemas cercanos a la idealidad.

Cuando componentes claves no distribuidos están presentes, el método es:

a). Encontrar θ (la cual se encontrará entre las volatilidades relativas de los componentes claves) por prueba y error de:

$$\sum_{j=1}^n \frac{\alpha_j z_j}{\alpha_j - \theta} = 1 - q \quad (2.33)$$

b). Sustituir q en la siguiente ecuación para calcular $(L/D)_{\min}$:

$$(L/D)_{\min} + 1 = \sum_{j=1}^n \frac{\alpha_j x_{Dj}}{\alpha_j - \theta} \quad (2.34)$$

- Método gráfico de Underwood.

Para eliminar la prueba y error involucrada, Van Winkle y Todd [14] desarrollaron una técnica de solución gráfica para obtener θ . Esta técnica sólo se aplica para alimentaciones líquidas en el punto de burbuja (Figura 2.10).

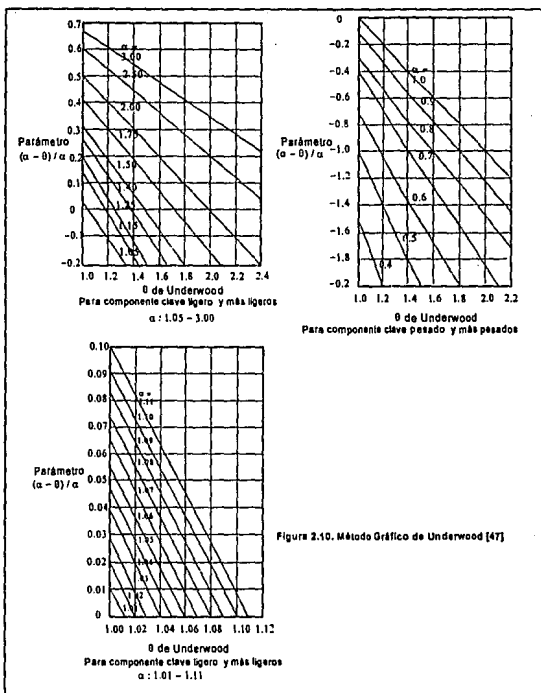


Figura 2.10. Método Gráfico de Underwood [47]

- Relaciones reflujo-etapas

Las más populares determinaciones para la relación entre el reflujo y el número de etapas, fueron dadas por Gilliland y Erbar y Maddox. La correlación de Erbar y Maddox es considerada más exacta, especialmente a bajas relaciones de reflujo; sin embargo, la precisión de la ecuación de Gilliland para cálculos cortos es usualmente satisfactoria.

Es importante que las correlaciones de reflujo mínimo/etapas mínimas/relación reflujo-etapas sean consistentes.

Tanto el método de Gilliland como el de Erbar-Maddox son consistentes con los métodos de Fenske y Underwood.

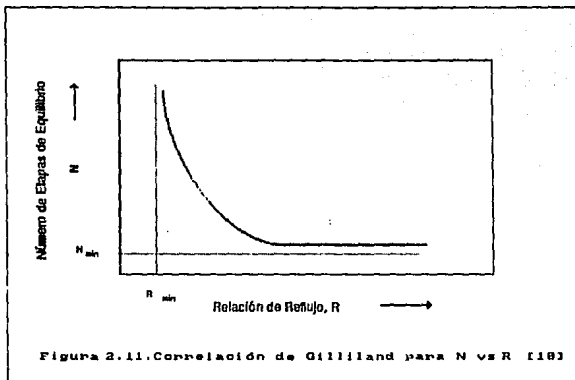
- Gráfica de Gilliland (Figura 2.11). Esta gráfica correlaciona el reflujo y las etapas por:

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1} \quad (2.35)$$

y

$$Y = \frac{N - N_{\min}}{N + 1} \quad (2.36)$$

Cuando $R = R_{\min}$, $X = 0$, y Y se aproxima a la unidad. Cuando $N = N_{\min}$, $Y = 0$, y X se aproxima a la unidad. La curva, por tanto, se estrecha de las coordenadas (0, 1) para reflujo mínimo a (1, 0) para reflujo total.



Gilliland usa el método de Fenske para calcular etapas mínimas, y su propio método para calcular refujo mínimo. Sin embargo, fue demostrado que el método de Underwood para refujo mínimo también puede ser usado.

- Ecuación Numérica de Gilliland.

Ya que Gilliland derivó su original gráfica, varios autores desarrollaron ecuaciones numéricas para representarla. Chang [15] demostró que la ecuación de Hengstebeck es la más apropiada para la gráfica de Gilliland.

Sin embargo, hay algo de dispersión en el conjunto de datos para la gráfica de Gilliland, y las expresiones que la representan mejor no son necesariamente las mejores correlaciones para determinar la relación etapas-reflujo.

La ecuación propuesta por Chang es:

$$Y = 1 - \exp(1.490 + 0.315X - 1.805 / X^{0.1}) \quad (2.37)$$

esta ecuación cubre el rango entero de la ecuación de Gilliland y satisface ambas condiciones:

cuando $X=0$, $Y=1$ y cuando $X=1$, $Y=0$.

Otra ecuación propuesta es la de Eduljee [16]:

$$Y = 0.75(1 - X^{0.5668}) \quad (2.38)$$

la cual aplica en el rango de $0.01 < X < 1$. Valores de X menores de 0.01 son de poca importancia práctica.

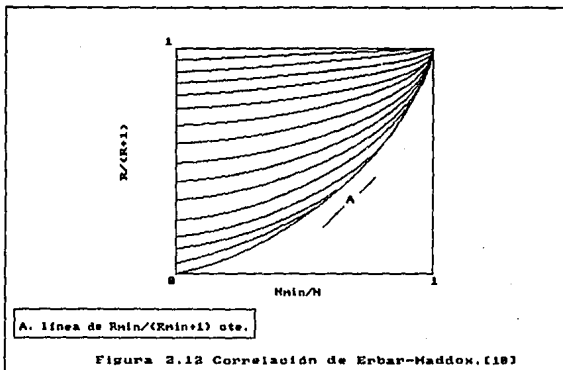
- Método de Erbar-Maddox [17].

Este método emplea una gráfica (Figura 2.12) de $R/(R+1)$ contra N_{\min}/N , con $[R_{\min}/(R_{\min}+1)]$ como parámetro.

Cuando $R = R_{\min}$, el eje de las x llega a cero. Por otro lado, el eje de las y del diagrama representa condiciones de reflujo mínimo. Cuando $N = N_{\min}$ las coordenadas x e y son la unidad.

La (Figura 2.12) esta basada en una alimentación en punto de burbuja. Para otro tipo de alimentaciones, se usa la siguiente correlación:

$$V_u = V_K + \frac{(1-D/F)(H_{F,u} - H_{F,K})}{Q_C/L_0} \quad (2.39)$$



En la correlación de Erbar-Maddox, las etapas mínimas son calculadas por el método de Winn y el reflujo mínimo por el método de Underwood, aunque también puede usarse el método de etapas mínimas de Fenske.

- Localización de la etapa de alimentación

Las relaciones más populares de métodos cortos para la mejor localización de la etapa de alimentación son las ecuaciones de Fenske y Kirkbridge [18]. Ambos métodos son solamente aproximaciones.

Ecuación de Fenske

$$N_{min,s} = \ln S_s / \ln \alpha_s \quad (2.40)$$

donde

$$S_s = \frac{z_{LK} x_{B,HK}}{z_{HK} x_{B,LK}} \quad (2.41)$$

y α_s es la volatilidad relativa promedio de los componentes claves ligeros en la sección de fondos.

El número de platos actuales de la sección de fondos es estimada de:

$$\frac{N_s}{N_{\min,s}} = \frac{N}{N_{\min}} \quad (2.42)$$

Ecuación de Kirkbridge:

$$\frac{N_R}{N_s} = z_{HK}/z_{LK} (x_{B,LK}/x_{D,HK})^2 B/D \quad (2.43)$$

Akashah [10] presentó una versión modificada de la ecuación (2.43), la cual da:

$$N_R = N_R \text{ (calculada de la ec. 2.43) } - 0.5 \log N \quad (2.44)$$

2.6.3. Análisis de columnas existentes.

- Método de Smith-Brinkley

El método de Smith y Brinkley [10] es más conveniente para análisis de columnas existentes que para el diseño de nuevas. Este método aplica tanto a absorción y extracción como a destilación. Para destilación el método es:

$$f_i = \frac{(1-S_{n,i}^{N-M}) + R(1-S_{n,i})}{(1-S_{n,i}^{N-M}) + R(1-S_{n,i}) + h_i S_{n,i}^{N-M} (1-S_{m,i}^{M+1})} \quad (2.45)$$

donde

$$f_i = (Bx_B/Fz)_i \quad (2.46)$$

$$S_{n,i} = K_i (V/L) \quad (2.47)$$

$$S_{m,i} = K'_i (V'/L') \quad (2.48)$$

h_i es un factor de correlación definido según el estado físico de la alimentación.

Si la alimentación es líquida:

$$h_i = \frac{K'_i L (1-S_{n,i})}{K_i L' (1-S_{m,i})} \quad (2.49)$$

Y si la alimentación es vapor:

$$h_j = \frac{L (1-S_{n,i})}{L' (1-S_{m,i})} \quad (2.50)$$

K_i y K'_i a la temperatura efectiva de domo y fondos. Si esta disponible el perfil de temperatura (de una simulación por computadora), la temperatura efectiva es el promedio aritmético de todas las temperaturas de los platos en la sección de la columna.

Alternativamente, un promedio aritmético de las temperaturas de la etapa de alimentación y la etapa final puede ser usado:

$$t_n = \frac{t_{\text{domo}} + t_{\text{arriba de la alimentación}}}{2} \quad (2.51)$$

$$t_m = \frac{t_{\text{abajo de la alimentación}} + t_{\text{fondos}}}{2} \quad (2.52)$$

2.6.4 Método rigurosos

En la mayoría de los diseños de columnas modernas, los métodos cortos están restringidos a eliminar las opciones de diseño menos deseables, proporcionando al diseñador una estimación inicial para un subsecuente método riguroso y para localizar errores en el diseño final. Los métodos rigurosos son usados como herramienta principal de diseño y optimización.

- Ecuaciones MESH

El diseño final del equipo para la realización de separaciones multicomponentes requiere una determinación rigurosa de temperaturas, presiones, flujos de las corrientes, composiciones y velocidades de transferencia de calor para cada etapa. Esta determinación se realiza resolviendo los balances de materia y

energía (entalpía), y relaciones de equilibrio para cada etapa. Desafortunadamente, estas relaciones son ecuaciones algebraicas no lineales que interaccionan fuertemente entre sí, en consecuencia, los métodos de resolución se vuelven complejos y tediosos. Sin embargo, una vez que estos métodos de resolución han sido programados para un ordenador digital de alta velocidad, las soluciones se alcanzan de forma rápida y casi rutinaria. Estos programas se encuentran fácilmente disponibles y son ampliamente utilizados. Asociadas a cada etapa teórica general existen ecuaciones expresadas en función del conjunto de variables, de acuerdo con Wang y Henke [6], se denominan ecuaciones MESH:

a). Ecuaciones M. Balances de materia para cada componente (C ecuaciones para cada etapa)

$$M_{i,j} = L_{j-1}x_{i,j-1} + V_{j+1}y_{i,j+1} + F_jz_{i,j} - (L_j + U_j)x_{i,j} - (V_j + W_j)y_{i,j} = 0 \quad (2.53)$$

b). Ecuaciones E. Relaciones de equilibrio entre fases para cada componente (C ecuaciones para cada etapa).

$$E_{i,j} = y_{i,j} - K_{i,j}x_{i,j} = 0 \quad (2.54)$$

c). Ecuaciones S. Sumatorios de las fracciones molares (una para cada etapa).

$$(S_y)_j = \sum_{i=1}^C y_{i,j} - 1 = 0 \quad (2.55)$$

$$(S_x)_j = \sum_{i=1}^C x_{i,j} - 1 = 0 \quad (2.56)$$

d). Ecuación H. Balance de energía (uno para cada etapa)

$$H_j = L_{j-1}H_{L,j-1} + V_{j+1}H_{V,j+1} + F_jH_{F,j} - (L_j + U_j)H_{L,j} - (V_j + W_j)H_{V,j} - Q_j = 0 \quad (2.57)$$

En la bibliografía existen una gran variedad de métodos iterativos para la resolución de ecuaciones algebraicas no lineales. En general, hacen uso de la separación de ecuaciones junto con la ecuación de tanteo y/o linealización por técnicas de Newton Raphson.

2.6.5 Clasificación de los métodos rigurosos.

King [9] ha dividido los métodos rigurosos de acuerdo a la técnica de resolución, en cuatro clases básicas:

- a). De punto de burbuja (BP)
- b). De la suma de velocidades (SR)
- c). 2N de Newton
- d). De corrección simultánea o global de Newton (SC)

En el método BP las temperaturas de las etapas se encuentran resolviendo directamente la ecuación de punto de burbuja. Los métodos SR usan los balances de energía para actualizar las temperaturas de las etapas. Los métodos 2N de Newton calculan las temperaturas y velocidades de flujo total simultáneamente pero las composiciones son calculadas en un paso separado, dependiente.

Estas tres clases son conocidas como métodos de ecuación desintegrada debido a que las ecuaciones MESH están divididas y se agrupan con variables MESH para resolverse en una serie de pasos.

Los métodos SC intentan resolver todas las ecuaciones MESH y las variables juntas.

Otras clases de métodos son:

- e). Dentro-fuera
- f). De relajación
- g). De homotopía-continuación
- h). Modelos de no-equilibrio

TABLA 2.2 RESUMEN DE METODOS RIGUROSOS PARA DESTILACION (10)

METODO	FUENTE	APLICACIÓN	ESPECIFICACIONES
Punto de Burbuja	Wang y Henke, Holland	Sistemas con puntos de ebullición estrechos, ideales o cercanamente ideales. Mejor para sistemas con pocas alimentaciones y productos laterales, superfraccionadores.	Velocidades de producto y reflujo, o dos de: carga de condensador, carga de rehervidor, relación de reflujo y reflujo de fondo.
Suma de velocidades	Sujata McNeese Burningham Otto	Absorbedoras y agotadores, especialmente los sistemas de alejados puntos de ebullición. Agotadores de vapor.	Deberán especificarse todos los flujos de productos laterales y cargas térmicas.
2N Newton	Tomich Holland	Sistemas con puntos de ebullición estrechos, cercanamente ideales y problemática con muchos platos. Debutanizadoras, demetanizadoras.	Dos de: carga de condensador, carga de rehervidor, reflujo y reflujo de fondo, más todos los flujos de reflujo laterales, se permite una pureza.
Newton Global	Naphtali y Sandholm Holland	Alto número de platos, pocos componentes, todo tipo de mezclas incluyendo no ideales. Requiere buenos valores iniciales. Sistemas químicos y reactivos.	Dos de: carga de condensador, carga de rehervidor, reflujo y reflujo de fondo, más todos los flujos de productos laterales, se permite una pureza.
Newton Global	Goldstein y Standfield	Pocos platos y muchos componentes, de medianamente no ideal a no ideal. Columnas de refinación.	Variiedad, pero permite unicamente una pureza.
Newton Global	Ishii y Otto	Sistemas ideales a no ideales. Ha sido aplicado a sistemas de aminas	Variiedad, pero permite unicamente una pureza.
Relajación.	Rosa, Sweeny y Schrodrt	Difficilmente para columnas existentes	
Relajación	Ketchum Draw y Franks	Sistemas no ideales y reactivos.	Dos de: carga de condensador, carga de rehervidor, reflujo y reflujo de fondo, más todos los flujos de productos laterales, se permite una pureza
Dentro-Fuera	Ruse!!	Amplia variedad de rangos de puntos de ebullición, columnas y especificaciones. Sistemas ideales y no ideales, columnas de refinación, columnas complejas.	Amplia variedad, múltiples purezas han sido balanceadas entre número de especificaciones y varizables

TABLA 2.2 RESUMEN DE METODOS RIGUROSOS (CONTINUACION)

METODO	FUENTE	APLICACIÓN	ESPECIFICACIONES
Dentro-Fuera	Boston	Amplia variedad de rangos de puntos de ebullición, columnas y especificaciones. Sistemas ideales y no ideales, superfraccionadores, química y petroquímica	Amplia variedad, múltiples purezas, permitido para amplias mezclas incluyendo solución por mínimos cuadrados cuando se sobreespecifica
No-equilibrio	Taylor y Krishnamurthy	Sistemas de transferencia de masa inhibido, remplazo para uso de eficiencias, sistemas altamente no ideales y reactivos	Dos de: carga de condensador, carga de rehedvidor, reflujo y reflujo de fondo, más todos los flujos de productos laterales. Se permite una pureza.

NOMENCLATURA

- B Flujo de fondos, Kmol/h
- D Flujo de destilado, Kmol/h
- F Flujo de alimentación, Kmol/h
- H Entalpía, Kcal/Kmol
- K Constante de equilibrio
- L Flujo de líquido, Kmol/h
- L' Flujo de líquido sección de agotamiento, Kmol/h
- Lo Flujo de líquido regresado a la columna en domo, Kmol/h
- N Número de etapas de equilibrio
- n Número de etapa
- P Presión total, Kg/cm²
- Pc Presión crítica, Kg/cm²
- Qc Carga térmica en el condensador, Kcal/h
- R Relación de reflujo
- R Constante de los gases (sección 2.4)

T	Temperatura absoluta, K
T _c	Temperatura crítica, K
T _r	Temperatura reducida, K
V	Flujo de Vapor, Kmol/h
V'	Flujo de Vapor sección de agotamiento, Kmol/h
V	Volumen , m ³ (en ecuaciones de estado)
x	Fracción mol en la fase líquida
y	Fracción mol en la fase vapor
Z	Factor de compresibilidad
z	Fracción mol en la alimentación

Griegas

α	Volatilidad relativa
ϕ	Coefficiente de fugacidad
ω	Factor acéntrico
γ	Coefficiente de actividad

Subíndices

1,2,	Número de componente en sistemas binarios, número de etapa
av	Promedio
B,b	Fondos
D	Destilado
dom	Domo
F,f	Alimentación
fon	Fondo
HK	Clave pesado
i,j	Componentes en la mezcla

K	Condiciones en el punto de burbuja
L,l	Líquido
LK	Clave ligero
min	Mínimo
med	Medio
N,n	Número de etapa
R	Sección de rectificación
S	Sección de agotamiento
u	Condiciones diferentes al punto de burbuja
V,v	Vapor

Superíndices

L	Líquido
V	Vapor

CAPITULO TRES

CONSUMO DE ENERGIA

Para evaluar los posibles ahorros energéticos que se pueden obtener en el proceso de destilación es necesario conocer primero en que parte o en que equipo existen consumos importantes de energía, además es necesario conocer desde el punto de vista termodinámico que tanto podemos hacer eficiente nuestro proceso y de que factores depende.

En este capítulo se describen los puntos más importantes en el consumo energético del proceso de destilación en general, así como los factores básicos en la operación del proceso de forma que se puede aprovechar la experiencia operacional para realizar un mejor diseño futuro y modificar, con bases más sólidas, los ya existentes.

3.1. Requerimientos de energía .

En un proceso reversible, que por definición es aquel con entropía constante, en tanto menores sean los incrementos en la entropía del proceso su eficiencia es mayor y representa el mejor empleo posible en cuanto a energía, siendo no necesariamente 100 % eficiente.

Para efectuar una separación completa, la energía requerida se define mediante:

$$W_{\min} = \Delta H - T \Delta S \quad (3.1)$$

Donde W_{\min} es el trabajo termodinámico mínimo que se requiere para efectuar la separación.

Para una mezcla binaria ideal:

$$W_{\min} = - RT (x_1 \ln x_1 + x_2 \ln x_2) \quad (3.2)$$

Cualquier proceso real consume mayor energía que la termodinámica mínima debido a las irreversibilidades del mismo. El trabajo mínimo termodinámico W_{\min} es independiente del proceso de separación a emplear, por lo que se define la eficiencia máxima termodinámica E_{\max} , como el trabajo termodinámico mínimo W_{\min} , dividido entre la energía mínima requerida por el proceso de separación Q_{\min} :

$$E_{\max} = W_{\min} / Q_{\min} \quad (3.3)$$

Esta relación es importante ya que permite comparar la eficiencia en diferentes procesos de separación.

En destilación, Q_{\min} es la energía mínima requerida en el reboilador. Al analizar una mezcla binaria, Q_{\min} es función del calor de vaporización del producto de fondos, la volatilidad relativa y la composición de la alimentación, así:

$$Q_{\min} = \Delta H_B [(\alpha_{12} - 1) \cdot 1 + x_1] \quad (3.4)$$

Para la eficiencia máxima termodinámica se obtiene:

$$E_{\max} = - RT (x_1 \ln x_1 + x_2 \ln x_2) / \Delta H_B [(\alpha_{12} - 1) \cdot 1 + x_1] \quad (3.5)$$

Es necesario aclarar que un diseño favorable desde el punto de vista termodinámico no implica que económicamente este justificado, un aumento en la eficiencia invariablemente demanda mayor inversión. El punto de vista termodinámico y el punto de vista económico serán más congruentes a medida que los energéticos sean más valiosos.

En aplicaciones industriales se ha demostrado que E_{\max} en destilación es del orden de 5-10 %, mientras que en separación de gases por medio de membranas se pueden obtener eficiencias cercanas al 100 %, siendo preferible emplear destilación, ya que a pesar de no ser altamente eficiente termodinámicamente es el proceso de menor costo de capital, además de ser confiable y seguro [2].

Sin embargo no se debe descartar el análisis termodinámico, ya que ilustra la sensibilidad del sistema ante cambios en las condiciones externas, además de proporcionar el diseño con menores gastos operacionales y ser el más productivo.

3.2. Niveles de energía dentro de un proceso.

En un mismo esquema de procesamiento es posible presentar distintas alternativas para obtener ahorros energéticos, esto debido a que tienen energía excedente y de bajo costo que se puede utilizar como medio de calentamiento en columnas de destilación. Esta energía generalmente se obtiene de vapor de baja presión o agua caliente.

La función de energía disponible de Haywood [19] se emplea para medir la utilización relativa de los distintos niveles de energía dentro de un proceso o sistema.

Debido a la irreversibilidad de un proceso real, los niveles de energía se agotan por lo que la energía disponible disminuye. En destilación las irreversibilidades que conducen al aumento de entropía se originan entre otras causas por las fuerzas impulsoras de temperatura finita que se presentan en la transferencia de calor y el mezclado de corrientes a temperaturas y composiciones de no equilibrio en todas las etapas.

De aquí se desprenden diversos métodos que evalúan las pérdidas de energía disponible que pueden ser aprovechadas para transferir calor a otras fuentes. Como ejemplos de estos métodos se encuentran el método de pinch o punto de pliegue, el método de pseudo-pinch y otros basados en el análisis de la segunda ley de la termodinámica, como el método de exergía [20].

3.3. Método de exergía.

El método de exergía complementa el análisis en base a la primera ley de la termodinámica, ya que al unir el balance de materia con el balance de energía, basado en la segunda ley, se obtiene un sistema o proceso operable.

La exergía es una medida de la capacidad para producir un cambio, es una función termodinámica que se expresa por medio de la ecuación (3.1), siendo la exergía igual a W_{\min} .

El análisis exergético detecta la localización y la magnitud real de las pérdidas irreversibles que se producen al operar el proceso, así como las pérdidas originadas al desalojar corrientes al ambiente, de esta forma se evalúan las ineficiencias del proceso y se estimula la implementación de diferentes formas o tecnologías para lograr una mayor eficiencia en el proceso.

El método en general consiste en realizar el balance de materia, entalpía y entropía del proceso, del cual se obtiene el balance exergético que permitirá determinar las pérdidas de exergía, la efectividad exergética y el potencial de mejoramiento.

Las pérdidas de exergía se definen como la diferencia entre la exergía total de entrada y la exergía total de salida:

$$\Delta Ext = Ext \text{ (entrada)} - Ext \text{ (salida)} \quad (3.6)$$

La efectividad exergética es la relación entre la ganancia de exergía deseada en el proceso con respecto a la exergía suministrada para el efecto, proporcionando una medida del aprovechamiento de exergía. En el caso de un proceso de destilación, la ganancia de exergía se define como la diferencia entre el suministro total de vapor y la alimentación menos las pérdidas de exergía, de tal manera que la efectividad queda definida como:

$$E = [Ex \text{ (suministrada)} - \Delta Ext] / Ex \text{ (suministrada)} \quad (3.7)$$

Por último, el potencial de mejoramiento es la medida de la variación de un proceso y se obtiene como:

$$PM = \Delta Ext^*(1-E) \quad (3.8)$$

3.4. Factores de diseño que influyen en el consumo energético.

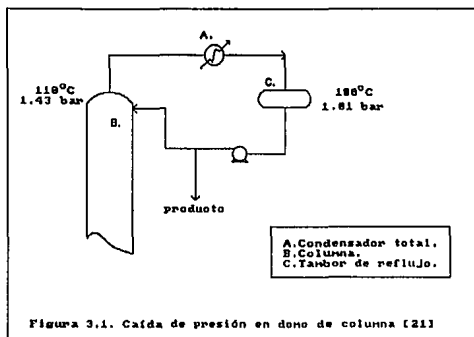
En el diseño de una torre de destilación además de conocerse la relación de reflujo, entre otros factores se debe conocer la temperatura del destilado condensado, que puede estar en su punto de burbuja o subenfriado.

Usualmente se asume que el condensador sólo remueve calor latente y que el condensado es líquido en su punto de burbuja. Sin embargo, si el condensado se subenfriaba y la torre se diseñó con la temperatura de punto de burbuja, el cálculo del número de platos será mayor del necesario, siendo el costo del equipo y su mantenimiento mayores debido a una torre de mayor altura [21].

Lo anterior plantea la necesidad de determinar la temperatura que se desea en el condensado y las ventajas que se pueden obtener al emplear subenfriamiento, aclarando que en el caso de condensadores parciales el condensado siempre estará en su punto de burbuja, por lo que para los siguientes puntos sólo se evalúan procesos con condensadores totales.

3.4.1. Efecto de la caída de presión.

Entre la torre y el tambor de reflujo siempre existe una caída de presión. Por ejemplo, si la torre opera a 110°C y 1.43 bar en el domo, con agua como producto destilado, un tambor de reflujo a presión atmosférica, y un condensador total, el condensado se encuentra a casi 100°C [21] (Figura 3.1). A pesar de que el condensador no esté diseñado para subenfriar el condensado, la caída de presión está acompañada de una caída en la temperatura.



Con respecto al tanque, el líquido se encuentra en su punto de burbuja, y con respecto a la columna, el líquido está subenfriado; por lo que es necesario establecer el punto de referencia que se escoge en este caso como el tanque de condensados.

La importancia de este ejemplo al diseñar una torre es conocer la caída de presión entre el domo de la torre y el tanque de condensados, para evitar el cálculo de una torre innecesariamente alta.

3.4.2. Efecto del clima.

Si asumimos que el condensador se diseña para llevar el condensado a su punto de burbuja debemos analizar como afecta el clima.

Debido a que la temperatura ambiente es menor en invierno, el medio de enfriamiento (aire o agua de enfriamiento) enfría mejor en invierno. Pero como el condensador debe trabajar adecuadamente todo el año, la temperatura de verano es la que se emplea para el diseño del condensador [21]. Así el condensador

subenfriará en invierno siendo necesario disminuir el flujo del medio enfriante para mantener el condensado en su punto de burbuja.

3.4.3. Ensuciamiento.

El condensador se diseña con un factor de ensuciamiento de manera que cuando el equipo se ensucia o incrusta, la condensación se llevará a cabo según la especificación.

Cuando el condensador está nuevo o se ha limpiado, intercambia más calor y subenfriará el condensado, por lo que si se quiere obtener el condensado a su punto de burbuja es necesario minimizar el flujo del medio de enfriamiento cuando el equipo es nuevo e incrementarlo gradualmente hasta el valor de diseño.

3.4.4. Factor de seguridad.

Debido a que es difícil predecir adecuadamente los coeficientes de transferencia de calor, se aplica un factor de seguridad que lleva a un sobrediseño siendo fácilmente subenfriado el condensado.

Dependiendo de las condiciones que se requieran ocurrirá lo mismo que en los casos anteriores.

3.4.5. Pérdidas de calor.

Las pérdidas de calor en tuberías no aisladas pueden contribuir al subenfriamiento del condensado, aunque estas pérdidas no son muy grandes.

Si la temperatura del vapor destilado es mayor que la máxima temperatura ambiente en el verano, el aislamiento de tuberías debe diseñarse de la siguiente manera:

- La tubería entre la torre y el condensador, y el reflujo no debe de ir aislada.

- Si la temperatura del condensado no tiene que estar en el punto de burbuja, la tubería entre el tanque de condensados y la succión de la bomba, no debe ir aislada.

- Si la temperatura del condensado es mayor de 60°C en el tanque o en la línea, el equipo debe ir aislado por seguridad de los trabajadores.

Para enfriar más eficazmente los condensados es necesario considerar los requerimientos corriente abajo. Si el condensado se manda a un reactor donde la reacción es endotérmica, el condensado debe mantenerse a la temperatura más alta posible. Así también, si el vapor de domo se utiliza para calentar una corriente fría, la temperatura del condensado está determinada por la carga térmica.

Algunas veces lo que se requiere es mantener en un rango de temperatura la corriente de condensados, donde intervendrá el factor de ensuciamiento, por lo que se utiliza generalmente un 'bypass' que permite reducir el flujo al intercambiador de la corriente fría.

Los condensados generalmente se enfrían a temperatura ambiente para ser almacenados, por lo que es necesario remover el calor latente y el calor sensible en los condensadores, el servicio generalmente se lleva a cabo con dos intercambiadores, uno funcionando como condensador y el otro como enfriador; el único caso que puede justificar el uso de un sólo condensador es cuando los materiales de construcción son aleaciones de alto costo.

Enfriadores con aire se recomiendan en servicios que remueven calor a temperaturas mayores a 94°C [21].

Algunas veces se pueden hacer combinaciones para cumplir con ciertas condiciones como puede ser el uso de un condensador con agua de enfriamiento para obtener un condensado que partió de 100 a 35°C, ó un enfriador de aire que lleva la corriente de proceso de 100-50°C y después un enfriador con agua que baja la temperatura hasta 35°C.

Para evaluar cual es la mejor opción es necesario evaluar los costos operacionales, el costo de los equipos, costo de servicios, etc.

3.4.6. Otros factores.

Es importante mencionar que dentro de la destilación existen dos criterios o reglas básicas que es preciso tener en cuenta al momento de evaluar el funcionamiento y los consumos energéticos de la columna:

- Al incrementar la relación de reflujo disminuye el número de platos requeridos (Ver Figura 2.11).
- Si el número de platos está fijo, incrementando la relación de reflujo se incrementa la pureza del condensado.

De aquí se deduce que el reflujo y el número de etapas dependen fuertemente de la separación; a una mayor separación el reflujo y las etapas aumentan, así como el costo del equipo y de los servicios. Para una columna existente el costo de equipo esta fijo, pero el costo de los servicios aumenta con la separación.

Las separaciones de productos con punto de ebullición cercano, al ser las más difíciles de realizar, requieren relaciones de reflujo altas y por lo tanto consumen mucha energía.

Lo más importante del subenfriamiento del condensado es que tiene el mismo efecto que la relación de reflujo, teniendo como consecuencia un aumento en la carga térmica del condensador, pero disminuye el flujo manejado por la bomba.

Para aumentar la carga térmica se puede tomar ventaja del clima y del factor de ensuciamiento ó aumentar el flujo del medio enfriante.

Al manejar algunos productos químicamente inestables como son el estireno, óxido de etileno u otros monómeros., se utiliza el subenfriamiento por razones de seguridad y para evitar la polimerización.

3.4.7. Medios de enfriamiento.

Si se dispone de agua de enfriamiento a baja temperatura es el medio de transferencia de calor que presenta las mayores ventajas; ya que además de su alta estabilidad química y térmica, no tiene efectos negativos con el ambiente y no requiere de altos flujos máxicos ni grandes áreas de transferencia de calor en intercambiadores.

NOMENCLATURA

ΔH = Cambio en la Entalpía Kcal/Kmol

ΔH_B = Calor latente de vaporización del componente de mayor punto de ebullición [energía/masa].

ΔS = Cambio en la entropía [energía/masa/temperatura].

R = Constante de los gases.

T = Temperatura Absoluta [K ó R].

x_2, x_1 = Fracciones mol de cada componente en la alimentación.

x_1 = Fracción mol del componente más volátil en la alimentación.

α_{12} = volatilidad relativa.

CAPITULO CUATRO

TECNOLOGIAS TENDIENTES AL AHORRO DE ENERGÍA

En la década de los setentas, el diseño de columnas de destilación se realizaba de manera sobrada, esto debido a que no se contaba con las correlaciones o modelos matemáticos que permitieran obtener un diseño adecuado y preciso.

Dentro de los objetivos de operación en un proceso de destilación, es determinante el uso adecuado de los recursos energéticos; así al diseñar un proceso que cumpla con la seguridad adecuada, la obtención del o los productos deseados, con una alta eficiencia (que implica un bajo costo), y respetando las normas ecológicas, desarrollaremos sistemas con la tecnología que conduzcan a un ahorro de energía.

Básicamente existen dos formas de ahorrar energía en el proceso de destilación:

1. Hacer de la destilación un proceso energéticamente más eficiente .
2. Agregar a la destilación procesos avanzados para formar sistemas híbridos energéticamente eficientes.

Cabe mencionar que existen sistemas en donde aún con estas medidas no se obtienen los resultados esperados, en estos casos se debe analizar el remplazo de la destilación por otro proceso más eficiente [1].

4.1. Hacer de la destilación un proceso energéticamente más eficiente .

Para maximizar los ahorros energéticos en el corto plazo se deben buscar tecnologías que permitan obtener una mayor eficiencia en el proceso de destilación. Entre estas tecnologías se encuentran el uso de empaques y platos de alta eficiencia, los sistemas avanzados de control de procesos, integración térmica del proceso y el bombeo de calor.

4.1.1. Empleo de empaques y platos de alta eficiencia.

De acuerdo con la correlación de Gilliland (ecuaciones 2.35 y 2.36), si se incrementa el número de etapas de equilibrio, la relación de reflujo y la energía empleada en el rehervidor disminuyen.

La Gráfica 2.11 muestra la relación entre el número de etapas de equilibrio y la relación de reflujo.

De esta manera, una forma de incrementar el número de etapas de equilibrio consiste en reemplazar platos perforados o de válvulas por empaques o platos de alta eficiencia.

Dentro de los empaques de alta eficiencia se encuentran los empaques aleatorios de 3a generación, como los mini anillos Cascade[®], anillos Ballast[®] de Glitsch, IMTP[®] (Intalox Metal Tower Packing) y Snowflake[®] de Norton, anillos Nutter[®]; empaques estructurados, como Gempak (Glitsch), Flexipac[®] (Koch), Mellapak[®] (Sulzer), Intalox[®] (Norton), etc.; y rejillas como Flexigril[®] (Koch), etc.

4.1.2. Objetivos en el empleo de empaques.

a) Maximización de la eficiencia.

- Maximizar el área superficial específica para maximizar el área de contacto líquido-vapor y así la eficiencia. En empaques aleatorios la eficiencia aumenta a medida que el tamaño del empaque disminuye; en empaques estructurados la eficiencia aumenta a medida que el espacio entre las capas adyacentes disminuye, y para rejillas la eficiencia aumenta generalmente cuando las aberturas del enrejado son menores.

- Extender el área superficial uniformemente para mejorar el contacto entre líquido y vapor.

- Promover una distribución uniforme del vapor y del líquido a través del lecho empacado, por ejemplo, empaques aleatorios que tienden a empalmarse unos con otros pueden formar canales que disminuyan la eficiencia.

- Drenar fácilmente el líquido, evitando el estancamiento que contribuye a desperdiciar superficie del empaque y disminuye la transferencia de masa [10].

b) Maximización de la capacidad.

- Maximizar el espacio vacío por volumen de columna. En empaques aleatorios la capacidad aumenta con el tamaño del empaque; en empaques estructurados la capacidad aumenta con el espacio entre las capas adyacentes, y en rejillas la capacidad aumenta a medida que el espacio del enrejado aumenta. Al comparar este punto con el primer objetivo para aumentar la eficiencia, se nota que el tamaño de empaque que maximiza la capacidad minimiza la eficiencia, concluyendo que el empaque ideal es aquel que equilibra los dos puntos.

- Minimizar la fricción y asegurar que existe una resistencia uniforme al flujo de vapor y líquido dentro del lecho empacado [10].

c) Otros objetivos.

- Maximizar la resistencia mecánica del empaque.

- Minimizar el costo, en empaques aleatorios el costo disminuye a medida que el empaque es de mayor tamaño; en empaques estructurados el costo es menor conforme el espacio entre capas es mayor y en rejillas conforme el enrejado es más ancho.

- Minimizar la tendencia a la incrustación.

- Minimizar la retención de líquido, sobretodo en servicios donde se puede presentar polimerización o degradación de los compuestos.

- Minimizar el deterioro en servicio o ante condiciones anormales de operación [10].

4.1.3. Empaques estructurados.

Además de los ahorros energéticos y la alta eficiencia ofrecen otras ventajas:

- Incrementan la capacidad de la columna.
- Aumentan la pureza del producto destilado.
- Reducen la caída de presión, punto especialmente importante en sistemas con vacío. Entre sus desventajas se encuentran:
 - Mayor costo con relación a platos convencionales.
 - Para obtener una alta eficiencia se depende de la distribución inicial del líquido, necesitando redistribuidores cada 1.5-3 m [2].
 - Para aplicaciones a presiones de moderadas a altas (mayores a 3.5 atm) presentan baja transferencia de masa [2].

a)Empaques estructurados de malla tejida.

Están constituidos por capas verticales de malla corrugada unidas rígidamente en forma diagonal alternada de manera que permite el contacto del líquido con los canales de vapor. En estas mallas, el líquido se esparce finamente a través de la superficie sin producir salpicaduras ni arrastre. La alta eficiencia de estas mallas se debe a la tensión superficial que mantiene una película del líquido que fluye a lo largo de cada unión de pequeños multifilamentos.

Algunos de los tipos comerciales de estas mallas son:

Empaques ACS serie X y S. Se construyen con tela metálica tejida aunque también se pueden fabricar con materiales poliméricos. En columnas con diámetros pequeños se utiliza la serie S que consiste en dos mallas con corrugado opuesto unidas en forma espiral; para columnas con diámetros mayores a 46 cm se utilizan las mallas de la serie X que se unen unas con otras paralelamente. (Figura 4.1).

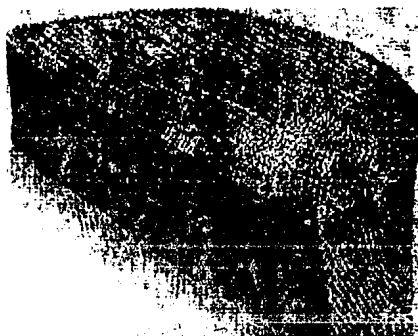


Figura 4.1. Empaque estructurado tipo malla [22]

Empaques Sulzer. Se fabrican de malla de alambre entrelazada en secciones de 18 cm de alto. Existen tres tipos: AX, BX y CY. (Figura 4.2).

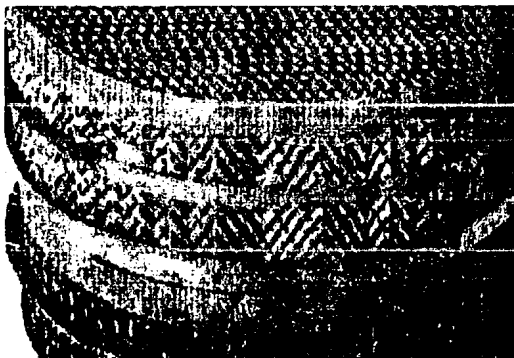


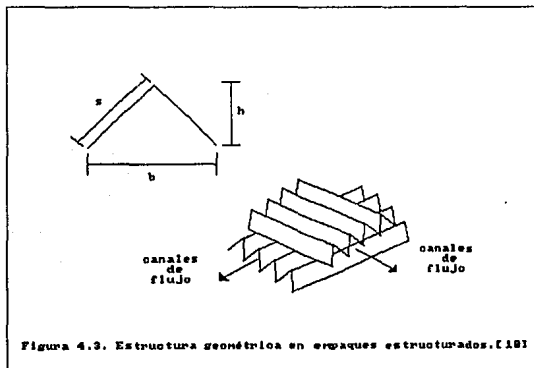
Figura 4.2. Empaque estructurado Sulzer ST-180 [23].

Goodloe e Hyperfil. Son empaques equivalentes a los de ACS donde Goodloe esta formado por malla enrollada en espiral e Hyperfil esta formado por malla doblada en capas verticales. [10].

b) Empaques estructurados corrugados.

Estan contruidos de finas hojas de metal corrugado y ondulado, arregladas paralelamente una con respecto a la otra. La superficie de estas hojas puede ser estriada, ranurada o lisa, así como perforada o sin perforaciones; generalmente todos los empaques son ásperos para permitir que el liquido se esparsa lateralmente, se promueva la turbulencia de película y aumente el área disponible para la transferencia de masa.

Las hojas generalmente se agrupan en segmentos de 20-30 cm de alto, cada hoja se coloca con una inclinación con respecto a la vertical y los elementos adyacentes se rotan generalmente 90°, para lograr una dispersión uniforme de las fases en todos los planos radiales [10].



El tamaño de la ondulación define la abertura entre los diferentes segmentos, entre más pequeños son b , h y s (Figura 4.3), menores son las aberturas, el número de hojas por unidad de volumen aumenta y por consiguiente la eficiencia. La relación de b a h , s a h y el ángulo de ondulación determinan la geometría del canal de flujo así como la zona de contacto líquido-vapor. En general, el ángulo de ondulación varía de $28-45^\circ$ y la relación b a h de 2:1 a 4:1 [10].

Algunos tipos comerciales de empaques estructurados corrugados son:

Gempak. Este empaque esta formado por hojas ranuradas y perforadas, con un ángulo de ondulación de 45° . El fabricante es Glitsch Inc. y se elaboran en plástico o metal. (Figura 4.4)

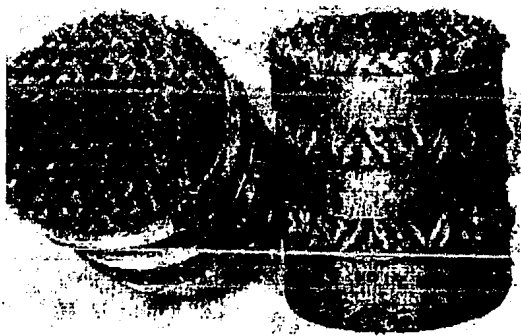


Figura 4.4. Empaque estructurado Gempak^R [18].

Mellapak. Esta compuesto por hojas estriadas y perforadas con un ángulo de ondulación de 45° . Se encuentran disponibles en plástico o metal, siendo el proveedor Sulzer Chemtech.

Flexipac. Es muy similar al tipo Mellapak y es comercializado por Koch Engineering [10].

Intalox. Presenta ondulaciones relativamente pequeñas con una superficie grabada y con pequeñas perforaciones. Generalmente se encuentran en tres tamaños y el proveedor es Norton Co. (Figura 4.5)

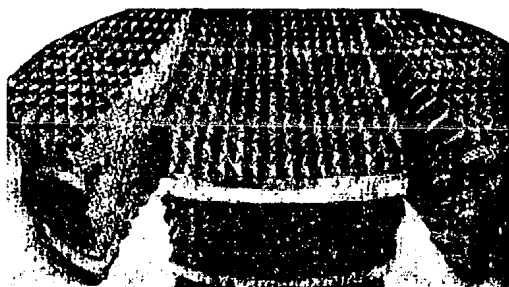


Figura 4.5. Empaque estructurado Intalox [10].

En la Tabla 4.1 se muestran las características principales de diversos tipos de empaques estructurados.

4.1.4. Empaques aleatorios.

Los empaques aleatorios actuales son altamente eficientes, proveen una buena distribución del líquido además de tener alta capacidad y baja caída de presión. Estos empaques son fáciles de instalar y se presentan en diversos materiales.

Intalox Metal Tower Packing (IMTP). Estos empaques combinan la alta fracción vacía y el área superficial bien distribuida de los anillos Pall (de segunda generación), con el bajo arrastre aerodinámico de la forma en silla.

Tabla 4.1. Características de diversos tipos de empaques estructurados. (10, 22, 23)

Empaque	Geometría del corrugado				Elemento		Área específica (1/m)	Fracción vacía
	Ángulo, θ	Altura, h (m)	Base, b (m)	Lado, s (m)	Altura (m)	Acabado de superficie		
Gempak 1A 2A 2AT 3A 4A	45	0.025	0.051	0.037	0.248 0.248	ranurada	117.00	0.96
		0.012	0.027	0.018		ranurada y perforada	221.33	0.93
		0.011	0.027	0.018		lisa y perforada	226.70	
		0.009	0.019	0.013		ranurada	330.33	0.92
0.006	0.011	0.009		ranurada	460.00	0.91		
Mellapak 125Y 250Y 350Y 500Y	45	0.012	0.024	0.017	0.210	estriada	250.00	0.95
Flexipac 1 2 3 4	45	0.012	0.026	0.018	0.267	estriada	227.00	0.91
								0.93
								0.96
								0.98
Instalox 1T 2T 3T	45	0.010	0.039	0.022	0.279	grabada	223.33	0.97
						-		
Montz B1-200	45	0.015	0.040	0.025	0.203	grabada	200.00	0.94
Sulzer BX	60	0.006	0.013	0.009	0.178	tela metálica	500.00	0.90
Max-Pak	45	0.016	0.029	0.021	0.305	lisa con perforaciones en W	257.00	0.975
ACS XS - 100 XS - 200						tela metálica	1950.0	0.945
						tela metálica	1420.0	0.96

Cascade Mini Rings (CMR). Estos empaques tienen una relación altura a diámetro menor, comparados con los empaques Pall, y esta característica permite orientar mejor las partículas para el contacto con el vapor, permitiendo reducir la fricción y exponer mayor superficie para la transferencia de masa.

Anillos Nutter. Mantienen el bajo arrastre aerodinámico de la forma de silla además de ofrecer una estructura más abierta, que permite una mejor dispersión del líquido. Su diseño minimiza el empalme de un anillo con otro a la vez de proporcionar buena resistencia mecánica [10].

4.1.5. Rejillas.

Las rejillas son similares a los empaques estructurados debido a que tienen un orden y orientación fijos, se colocan encimadas a manera de etapas con una rotación de 45° para promover la turbulencia e íntimo contacto entre el líquido y el vapor. (Figura 4.6).



Figura 4.6.a. Rejillas Flexignid de alta capacidad

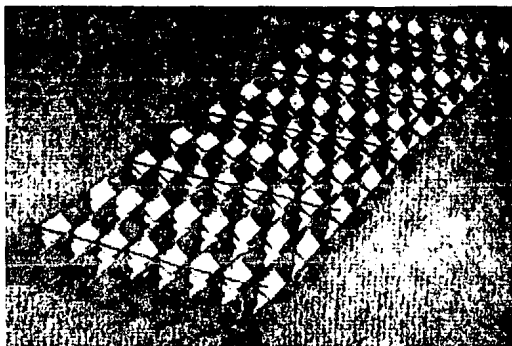
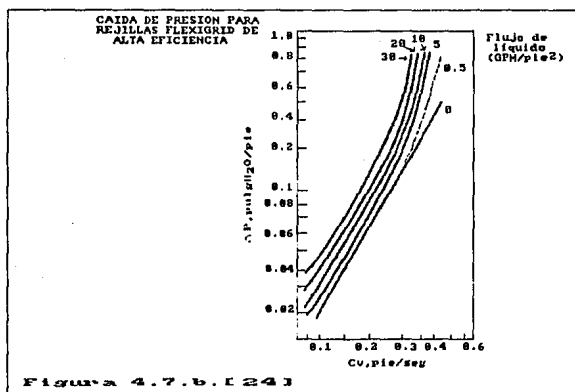
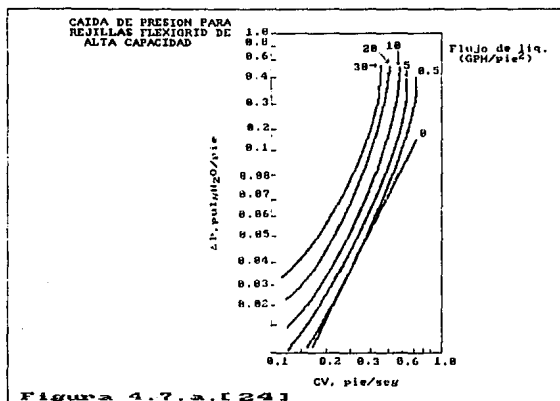


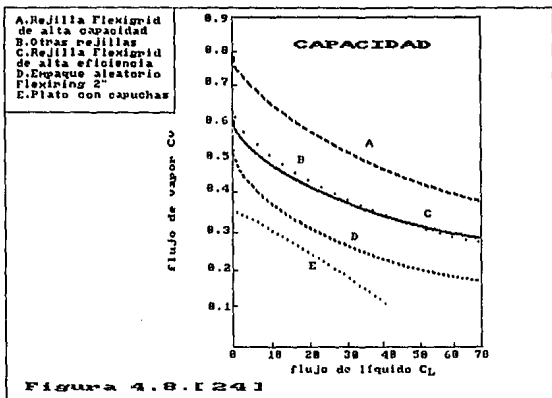
Figura 4.6.b. Rejillas Flexigrid de alta eficiencia [24].

Entre las ventajas que presentan están las siguientes:

- Se emplean en servicios sucios o incrustantes, ya que su superficie esta diseñada para drenar rapidamente el líquido evitando el estancamiento que es la principal causa de la incrustación y el coquizado.
- La resistencia estructural, principalmente ante esfuerzos térmicos, además de la baja caída de presión las hace menos susceptibles a los cambios de presión durante arranque o mantenimiento con respecto a platos convencionales o empaques aleatorios. En muchas aplicaciones de este tipo, las cargas de líquido son menores a 10 GPM/pie², por lo que se ha probado que estas rejillas presentan bajas caídas de presión en cargas de líquido de 0-0.5 GPM/pie², como se observa en las (Figuras 4.7 a y b).



- Con respecto a la capacidad las rejillas se pueden utilizar para aumentarla fácilmente, como se observa en la (Figura 4.8).



4.1.6. Platos de alta eficiencia.

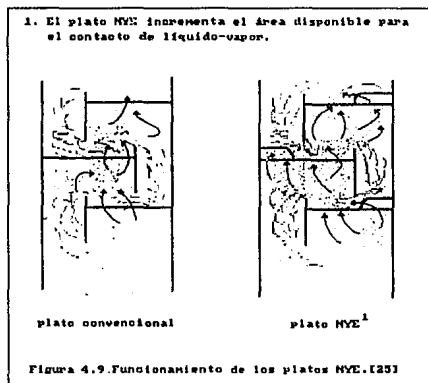
Existen diversos tipos de estos platos y aunque no han tenido el éxito en el mercado de los empaques estructurados sus principales aplicaciones son en columnas a alta presión.

Dentro de los platos de alta eficiencia se encuentran varios tipos comerciales como los platos de alta capacidad NYE[®], platos P-K[®] y Screen[®] entre otros [10].

-Platos NYE[®].

Los platos NYE[®] proporcionan de 10-20 % más capacidad sobre platos convencionales sin pérdida de eficiencia, esta característica permite hacer ampliaciones en columnas ya existentes sin necesidad de instalar platos adicionales además de poder diseñar nuevas columnas con diámetros menores [25].

Estos platos tienen un área de admisión mayor para permitir un mejor paso del vapor a través del plato y entrar al área de contacto por la cara perforada del panel de admisión, por lo que también son aplicables en columnas con tendencia a inundamiento en bajante, ya que al incrementar el área de admisión debajo de la bajante sin sacrificar el área disponible para el flujo de vapor, permiten el empleo de bajantes de gran longitud, que se emplean debido a los altos flujos de líquido que se encuentran en sistemas de presión alta ó moderadamente alta [25]. En la (Figura 4.9) se esquematiza su funcionamiento.



-Platos Screen.

Ampliamente usados en columnas con dos o más diámetros, están diseñados para producir una fase de vapor finamente dispersa y operar en régimen de espumamiento con un máximo de eficiencia en un amplio rango de condiciones

además de proporcionar 25 % más capacidad que platos comunes. Presentan muy baja caída de presión minimizando el arrastre y reduciendo el respaldo de la bajante.

-Platos P-K.

Estos platos están especialmente diseñados para servicios incrustantes, proporcionando alta capacidad, buena eficiencia y baja caída de presión.

4.2. Comparación entre los diferentes internos para columnas.

Empaques / platos.

Basicamente los factores que influyen en la decisión de emplear platos o empaques, son de tipo económico, ya que casi cualquier separación se puede efectuar ya sea con empaques o platos.

- Sistemas a vacío.

Debido a la pequeña área abierta que presentan los platos (de 5-10% del área transversal de la columna), además de que cada plato retiene alrededor de 2 pulgadas de líquido, se generan altas velocidades de flujo así como altas caídas de presión. Esto es una desventaja de los platos frente a los empaques, ya que estos últimos presentan una área abierta mucho mayor (más del 50 % del área transversal de la columna), y la resistencia del líquido al flujo de gas es muy pequeña, presentando caídas de presión mucho menores, que son esenciales en los sistemas a vacío.

- Renovaciones.

Tomando en cuenta el punto anterior, en renovaciones de columnas a vacío, la reducción en la caída de presión se traduce en ganancia en capacidad, una mejor separación y otros beneficios derivados.

- Columnas con diámetros pequeños.

En columnas con diámetros inferiores a 0.9 m es difícil tener acceso al interior de la columna para instalar y darle mantenimiento a los platos. Y aunque existen opciones como el emplear cartuchos de platos o aumentar el diámetro de la columna, generalmente lo más conveniente económicamente es emplear empaques.

- Corrosión.

Generalmente los tipos de materiales de construcción de los empaques son más variados que de los platos; empaques de plástico y cerámica son alternativas económicas y eficientes en sistemas corrosivos.

- Espumamiento y retención de líquido.

La tendencia al espumamiento es mayor en platos que en empaques debido a la mayor velocidad del flujo y a que el contacto líquido vapor es más violento.

Por otra parte, la retención de líquido en empaques es menor, y reduce la degradación y polimerización en sistemas particulares.

- Manejo de sólidos.

En platos es más fácil el manejo de sólidos, ya que estos tienden a depositarse más fácilmente en algunas partes de los empaques; además los empaques necesitan distribuidores de líquido, que generalmente se taponean. Finalmente es más fácil realizar una limpieza en platos que en columnas empacadas, y es casi imposible realizarla en empaques estructurados.

- Otros factores.

En platos se facilita el manejo de altos flujos de líquido con empleo de platos de múltiples pasos, así también existen problemas de mala distribución con empaques, en columnas de amplio diámetro.

En columnas que tienen varias salidas laterales, intercondensadores o inter-rehervidores es más sencillo emplear platos, ya que al usar empaques cada aumento en la complejidad requiere el uso de distribuidores de líquido adicionales. En sistemas de absorción o con reacciones químicas, el empleo de rebozaderos de mayor altura permite incrementar más fácilmente el tiempo de residencia en columna con platos que con empaques.

En el aspecto de cimentación y empleo de soportes de columnas, usualmente el empleo de platos resulta en menos peso, lo que beneficia el costo de los cimientos y faldón, así como de la coraza de la columna.

Platos / empaques estructurados.

- Materiales de construcción.

Debido a que en la construcción de empaques estructurados se emplean delgadas láminas de metal corrugado, los materiales deben soportar de mejor manera la corrosión, lo que implica que para servicios donde usualmente se emplean platos de acero al carbón, al usar empaques es necesario que sean de acero inoxidable.

- Variaciones y lavados en el proceso.

Los platos resisten mejor purgas, y permiten remover más fácilmente residuos o gas de proceso atrapado.

Empaques estructurados / empaques aleatorios.

- Capacidad y eficiencia.

A una capacidad dada (factor de capacidad constante), los empaques estructurados tienen una mayor superficie específica, lo que significa mayor eficiencia. A su vez, para una superficie específica constante, los empaques estructurados presentan menor factor de capacidad y por lo tanto, mayor capacidad. (Ver Figura 4.10).

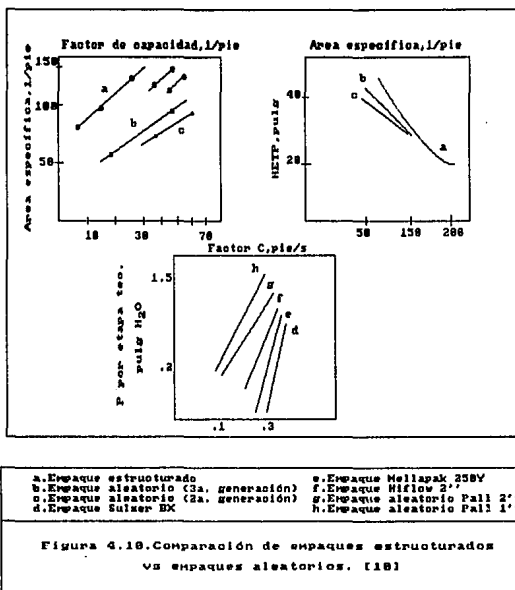


Figura 4.10. Comparación de empaques estructurados vs empaques aleatorios. [18]

La eficiencia de un empaque no sólo es función de la superficie específica, sino que también afectan otros factores, como es la distribución del área superficial. En la Figura 4.10 se muestra que a valores menores de $60 \text{ pie}^2/\text{pie}^3$, los empaques aleatorios de tercera generación son más eficientes que empaques estructurados con la misma superficie específica.

En general, los empaques estructurados tienen una eficiencia y/o capacidad mayor sobre los empaques aleatorios, cuando operan a cargas menores de líquido de $20 \text{ GPM}/\text{pie}^2$. Esta ventaja puede ser menor que la que se obtiene de la Figura 4.10 al considerar la resistencia al flujo de vapor; en empaques aleatorios esta resistencia se debe a la expansión o contracción, que ocasiona a

su vez una mayor caída de presión. En empaques estructurados, los canales regulares de flujo mantienen una contracción y expansión al mínimo; siendo el principal mecanismo de pérdidas por fricción la pérdida de presión a través del lecho empacado, lo que permite una menor resistencia al flujo de vapor y así obtener una área superficial mayor.

- Caída de presión.

Los empaques estructurados presentan una menor caída de presión por plato teórico que los empaques aleatorios, lo que conduce a una reducción de 20-30% en el diámetro de la columna así como la disminución de los costos de generación y mantenimiento de vacío; por lo que son recomendados para servicios de este tipo.

- Funcionamiento ante sistemas acuosos, altamente viscosos o con alta tensión superficial.

Se ha demostrado experimentalmente [10] que en sistemas acuosos usando empaques estructurados, el valor de HETP es alrededor del doble que el reportado para sistemas no acuosos. Esto se atribuye al bajo mojado que presentan sistemas con alta tensión superficial. También este decremento en la eficiencia se presenta con una alta volatilidad específica y una alta viscosidad.

- Capacidad mínima de operación.

Debido al efecto de mojado permanente que presentan los empaques estructurados, permiten operar eficientemente hasta con flujos de líquido menores a 0.05 gpm/pie² en sección transversal de columna y para empaques de malla tejida, y 0.1 gpm/pie² para empaques de lámina corrugada. Esto es de cinco a diez veces menor que para empaques aleatorios.

- Sensibilidad ante variaciones del proceso.

Los empaques estructurados pueden resistir mejor variaciones, como purgas de vapor, etc. Esto debido a su estructura y baja caída de presión.

- **Mantenimiento.**

La inspección así como el mantenimiento de empaques estructurados es muy difícil y muchas veces se incurre en el daño a los empaques durante una inspección.

- **Corrosión.**

Debido a que el espesor de un empaque estructurado es muy reducido (0.001 pulg.), estos son muy vulnerables al ataque químico, además la remoción de residuos, agua de lavado u otros gases que se originan en arranques o paros son muy corrosivos. Por tanto, es necesario considerar condiciones de arranque y paro, así como de mantenimiento, para evitar el uso de materiales inapropiados.

- **Costo.**

Generalmente los empaques estructurados cuestan de tres a diez veces más por unidad de volumen, que los empaques aleatorios [10]. Sin embargo, al considerar la reducción en la altura de la columna, el menor reflujo y costo operacional, disminuye el costo de la inversión. Además es necesario considerar otros factores de mercado, por ejemplo, la reducción del costo por volumen solicitado y la situación comercial del momento.

Rejillas / otros empaques.

- **Capacidad y eficiencia.**

En términos generales, las rejillas tienen una capacidad y eficiencia similar a los empaques aleatorios de la segunda y tercera generación.

- **Caída de presión.**

Debido a la alta área vacía, las rejillas son los internos que ofrecen la menor caída de presión. Comparadas por ejemplo, con anillos Pall de 2 pulg., presentan una caída de presión de tres a cinco veces menor.

- Capacidad mínima de operación.

Las rejillas presentan buen efecto de mojado a flujos de líquido del orden de 0.2 a 0.3 gpm/pie², por lo que funcionan adecuadamente a bajas capacidades.

- Contenido de sólidos.

Las rejillas están diseñadas para evitar la sedimentación de sólidos, ya sea por coquización, polimerización, etc.

- Sensibilidad ante variaciones del proceso.

La gran área abierta así como la buena resistencia mecánica de las rejillas, permiten que soporten variaciones, como purgas de presión, mejor que los empaques estructurados.

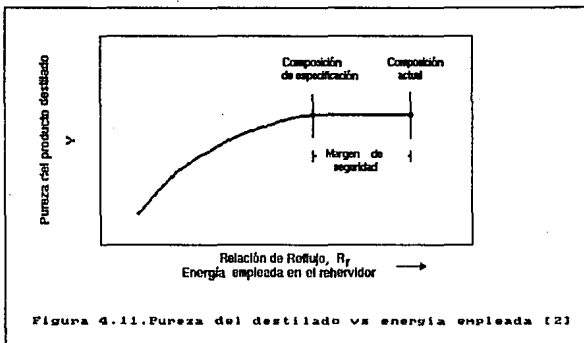
- Mantenimiento y costo.

La tendencia a la oxidación en rejillas es menor comparada con otros empaques metálicos. Su mantenimiento es sencillo y su costo es menor al de los empaques estructurados, siendo del orden de los empaques aleatorios por unidad de volumen.

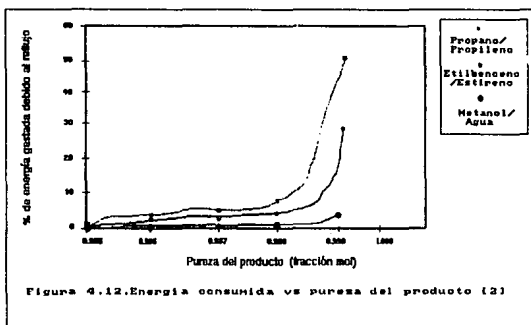
4.3. Control avanzado de procesos.

Generalmente los operadores de planta controlan las columnas de destilación con un margen de seguridad, obteniendo el producto destilado con una composición más alta que la especificada, de esta forma se requiere de mayor energía y reflujo; sin embargo, este margen es necesario para que el operador pueda manejar las desviaciones del proceso; esto señala la importancia del diseño y operación de los procesos para minimizar el margen de seguridad.

En la Figura 4.11. se ilustra la relación entre la pureza del producto y la energía empleada en el rehervidor, dado un margen de seguridad.



En la Figura 4.12, se esquematiza la energía empleada con respecto al grado de pureza deseado en el proceso de separación de estireno/etilbenceno comparado con otros dos procesos, donde es notable mencionar que a mayor pureza mayor es la cantidad de energía empleada para lograr la separación, debido al aumento en la relación de reflujo.



Los sistemas de control para el proceso de destilación son necesariamente no lineales, y contienen diversas variables clasificadas como manipulables y controlables. En una torre de destilación común, existen hasta cinco variables a controlar:

- Composición en domo y fondos.
- Niveles en tambor de reflujo y fondo de torre.
- Presión de la torre.

Dentro de las variables a manipular se incluyen:

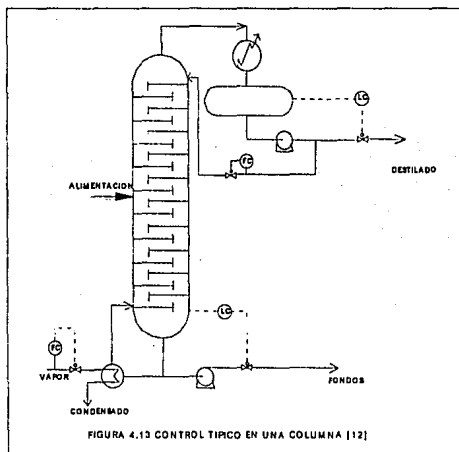
- Flujo de destilado y de fondos
- Cantidad de reflujo
- Energía empleada como calentamiento
- Calor removido.

En el control de composición dual se forma una matriz de cinco por cinco obteniendo ciento veinte pares de variables manipulables y controlables, lo que conduce después de eliminar pares imposibles de manejar (como controlar el nivel del tanque acumulador variando el flujo de fondos), a más de veinticinco esquemas de control para una sola torre. Los diseñadores al tener una amplia variedad de opciones de control han experimentado un retroceso hacia el control tradicional del reflujo y flujo en el rehedidor, como se muestra en la (Figura 4.13).

Sin embargo, al existir gran diversidad de columnas de destilación así como una notable diferencia entre los componentes que se manejan en cada una, los resultados son muy variados, llegando en ocasiones a arreglos en los cuales se opta por controlar la columna manualmente.

En el cálculo del control avanzado se emplean métodos de grupo que subdivididos en dos categorías incluyen, dentro de la primera, a métodos cortos de diseño como Gilliland ó Erbar-Maddox y, en la segunda, las ecuaciones de

Fenske-Gilliland, el método de Smith-Brinkley y el método de factor de separación de Shinskey, entre otros, (Ver Sección 2.6.2).



Se puede pensar en el empleo de métodos de cálculo más rigurosos, basados en aproximaciones sucesivas de etapa por etapa, pero las simulaciones del control consumen demasiada memoria de los sistemas de cómputo además de ser demasiado rigurosos para los problemas de control, por lo que no son convenientes.

En una instalación ya existente el cambio a un sistema de control distribuido basado en microprocesadores involucrará donde sea necesario reemplazar los paneles de control instrumental por sistemas de nuevas generaciones, donde intervienen sistemas multifuncionales.

4.3.1. Criterios prácticos.

a) Simplicidad.

Es importante mencionar que un sistema de control avanzado no necesariamente debe ser muy sofisticado, sino que debe ser confiable y preciso; sistemas complejos serán difíciles de instalar, además requerirán mayor tiempo de entrenamiento para el personal de operación. En general, controles que no son comprensibles no serán empleados.

b) Flexibilidad.

Los sistemas de control son dinámicos, por lo que es necesario evaluar las necesidades presentes y futuras, y tomarlas en cuenta en la etapa de diseño.

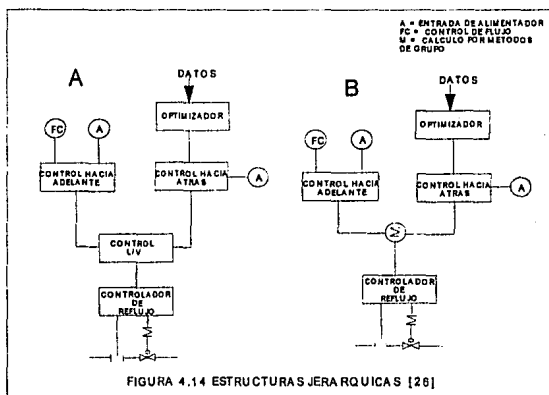
c) Uso óptimo de los recursos del sistema.

En los sistemas de control computarizados se debe minimizar el tiempo de procesamiento de datos, considerando la funcionalidad que debe existir entre el software y el hardware, sin olvidar los aspectos de instalación, operación y mantenimiento en general [26].

Otro aspecto importante es el empleo de estructuras jerárquicas de control, debido a la estructura de los algoritmos de control distribuido. Los diferentes niveles en el control jerárquico se diseñan mediante principios de modularidad e invulnerabilidad. Modularidad significa que los controles se deben diseñar de manera que sus funciones estén separadas, de tal forma que si alguno falla y es necesario desactivarlo, los demás continúen operando de manera normal; e invulnerabilidad significa que la aparición de un problema en una parte de los controles no origina incapacidad en todos los restantes. Basándose en este principio, se diseñan los controles menos confiables en el nivel más alto de la jerarquía [26].

En la (Figura 4.14) se esquematizan dos estructuras jerárquicas, de donde la estructura B es preferible con respecto a A, de acuerdo a los criterios anteriores,

siendo muy problemática la inserción de un modelo de destilación justo arriba de un elemento final de control.



Una vez elegida la mejor estructura de control, es necesario elegir que modelo es el más apropiado; debiendo ser preciso, simple y preferentemente no iterativo, ya que así se evitarán imprecisiones en el cálculo, que influirán directamente en la evaluación de los beneficios estimados en la optimización.

4.3.3. Ganancia relativa y control dual.

El concepto de ganancia relativa proporciona la medida de la interacción esperada en un circuito de control en particular. De esta forma se pueden comparar diversos esquemas o configuraciones de control para obtener la de menor interacción.

En un esquema de control dado, un conjunto de variables C se controlan manipulando un conjunto de variables M , la ganancia relativa λ_{ij} para el circuito que controla C_i manipulando M_j , se define como:

$$\lambda_{ij} = \frac{\frac{\delta C_i}{\delta M_j} \text{ m}}{\frac{\delta C_i}{\delta M_j} \text{ c}} \quad (4.1)$$

El numerador es la ganancia de circuito abierto con todos los demás circuitos abiertos y muestra la sensibilidad de C_i a M_j cuando todas las variables manipulables se mantienen constantes. El denominador es la ganancia de circuito abierto con todos los demás circuitos cerrados e indica la misma sensibilidad que el numerador. Debido a que las interacciones son ocasionadas por perturbaciones recíprocas entre los circuitos de control en automático, la relación entre estas dos ganancias es una medida de la interacción con otros circuitos.

Para $\lambda_{ij} = 1$, indica que el circuito de control no interactúa con los otros y a medida que λ_{ij} se aleja de la unidad, el grado de interacción aumenta. Valores cercanos a cero indican que el control se lleva a cabo por las demás interacciones, causando un pobre desempeño con los demás circuitos abiertos.

Valores negativos de λ_{ij} indican que la interacción cambia en la dirección en que C_i opera ante cambios en M_j , causando que la estabilidad del circuito dependa del control en manual o automático de los demás circuitos.

En destilación, debido a que la separación depende de los flujos de vapor y líquido en el interior de la columna. si el reflujo y el vapor del rehervidor se mantienen constantes, las variaciones en el destilado D y el producto de fondos B no tendrán efecto en la composición, de manera que las ganancias relativas para el control de la composición con estas variables será cero. Sin embargo, mediante la acción de los circuitos de control de nivel y de presión, que se manifiestan en el reflujo y el vapor del rehervidor, D y B pueden utilizarse para controlar la composición. Para evaluar la ganancia relativa en el control de la composición se

muestra a continuación la matriz de interrelación Λ , manipulando D y S para controlar x e y:

$$\Lambda_{DS} = \begin{array}{c} y \\ x \end{array} \begin{array}{c} D \quad S \\ \hline \lambda_{yD}(\Lambda_{DS}) \end{array} \quad (4.2)$$

La ganancia relativa para el control de la composición en el domo variando el flujo de destilado esta dado por:

$$\lambda_{yD}(\Lambda_{DS}) = \frac{\left(\frac{\delta y}{\delta D}\right)_{S, I_a, I_f, P}}{\left(\frac{\delta y}{\delta D}\right)_{x, I_a, I_f, P}} \quad (4.3)$$

Cabe destacar que debido al balance global de materia requiere el cumplimiento de:

$$\delta D = -\delta B \quad (4.4)$$

que se obtiene asignando una de estas variables para el control del nivel de forma que cumpla con el balance global de materia.

$$\lambda_{yD}(\Lambda_{DS}) = \frac{\left(\frac{\delta y}{\delta D}\right)_S}{\left(\frac{\delta y}{\delta D}\right)_x} = \frac{-\left(\frac{\delta y}{\delta B}\right)_S}{-\left(\frac{\delta y}{\delta B}\right)_x} = \lambda_{yB}(\Lambda_{BS}) \quad (4.5)$$

Eliminando el calor removido Q como variable para controlar la composición, se obtienen seis matrices de 2x2 en el problema:

$$\Lambda_{DS}, \Lambda_{DL}, \Lambda_{DV}, \Lambda_{SV}, \Lambda_{SL} \text{ Y } \Lambda_{LV}$$

que contienen 24 ganancias relativas.

Sin embargo, si se mantienen constantes I_a , I_f y P , el requerimiento de que la suma de los elementos tanto en columnas como en filas debe ser 1.0, se reduce el problema a determinar seis valores:

$$\lambda_{yD}(\Lambda_{DS}), \lambda_{yD}(\Lambda_{DL}), \lambda_{yD}(\Lambda_{DV}), \lambda_{yS}(\Lambda_{SV}), \lambda_{yS}(\Lambda_{SL}), \lambda_{yL}(\Lambda_{LV})$$

Ejemplo:

$$\Lambda_{DS} = \begin{matrix} & \begin{matrix} D & S \end{matrix} \\ \begin{matrix} y \\ x \end{matrix} & \begin{bmatrix} \lambda_{yD}(\Lambda_{DS}) & 1 - \lambda_{yD}(\Lambda_{DS}) \\ 1 - \lambda_{yD}(\Lambda_{DS}) & \lambda_{yD}(\Lambda_{DS}) \end{bmatrix} \end{matrix}$$

que se pueden derivar de acuerdo a las ecuaciones del modelo elegido y el balance de materia en el condensador ($V = L + D$).

En el Capítulo Ocho se ejemplificará el uso de estos conceptos y se evaluará cual es el mejor sistema para su aplicación.

4.3.4. Ventajas del control avanzado.

Las ventajas que se obtienen al emplear estos sistemas son de tipo económico, ya que mediante su implementación es posible disminuir el margen de seguridad y así reducir los consumos de energía en el rehedidor debidos principalmente al aumento de la relación de reflujo, además de obtener los productos a las condiciones de pureza deseadas.

Existen una variedad de referencias donde se indican los ahorros energéticos que se pueden obtener al implementar sistemas de control avanzado [12,2,27], siendo las opciones más viables los casos de columnas de destilación que separan componentes con puntos de ebullición cercanos, o procesos donde los requerimientos de pureza en los productos son muy altos, (ambos casos altamente demandantes de energía) por lo que cada caso debe evaluarse individualmente ya que existen diversos factores que afectan el potencial de

ahorro que se puede obtener, como es la capacidad de producción, el valor relativo de los productos, el costo del combustible y el agua de enfriamiento, el costo de instalación y mantenimiento de los analizadores, así como otros costos operacionales.

El primer paso en la implementación de estos sistemas es la realización de un Análisis económico de beneficios, generalmente existen consultores ya sea de firmas privadas o de empresas que desarrollan estos sistemas, que intervienen en este análisis y que incluyen las siguientes fases en su realización:

Investigación de hardware en campo - Incluye la visita a la planta para determinar los requerimientos de hardware, los remplazos de equipo y las condiciones para la instalación del nuevo hardware.

Investigación de viabilidad - En esta fase se determina preliminarmente el alcance del proyecto mediante la identificación de las áreas en que se implementarán mejoras en el control y medición, asociando los incentivos económicos.

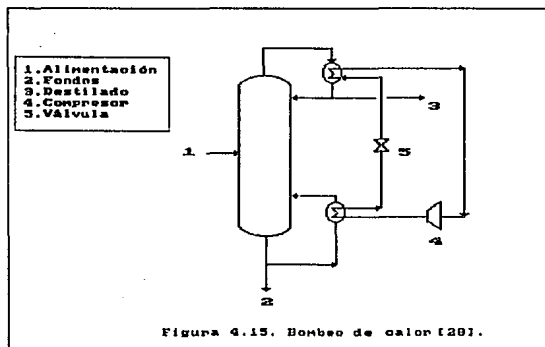
Estudio de ingeniería - Se establecen las estrategias de control, bases de datos requeridas en el sistema, se determinan las necesidades de equipo y los demás servicios [26].

En el Capítulo nueve se evaluarán económicamente los ahorros que se pueden obtener al instalar un sistema de control avanzado.

4.4. Bombeo de calor.

En un sistema de destilación convencional, el calor que se suministra al rehedidor se extrae en el condensador; generalmente se emplea vapor como fuente de calor y agua de enfriamiento para condensar el producto de domos.

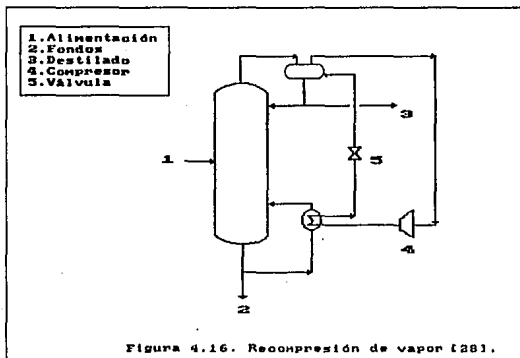
En el bombeo de calor se comprime un fluido externo de trabajo para elevar su temperatura por arriba de la requerida y rehervir los fondos de la columna, el fluido que sale del rehervidor se evapora en el condensador de domos como se muestra en la (Figura 4.15).



El resultado es que el calor absorbido por el fluido de trabajo en el condensador se utiliza para rehervir los fondos de la columna mediante el uso de un compresor. Una forma de evaluar el funcionamiento del bombeo de calor es mediante el Coeficiente de Funcionamiento (CDF), que se define como la relación de energía térmica aportada entre la energía consumida por el compresor [29].

Una variante de este sistema es la recompresión de vapor, utilizando el vapor de domos como el fluido de trabajo con la ventaja de eliminar la necesidad del condensador, (Figura 4.16). Cabe mencionar que algunos productos presentan

problemas al comprimirlos, ya que presentan problemas de polimerización o descomposición; en estos casos no es recomendable la recompresión directa de vapor.



NOMENCLATURA

B = flujo de fondos

D = flujo de destilado

L = reflujo

la = nivel del tanque acumulador

lf = nivel de fondos

P = presión de la columna

Q = calor removido

S = índice de separación

V = flujo de vapor en domo

CAPITULO CINCO

DIMENSIONAMIENTO DE COLUMNAS CON PLATOS

5.1 Procedimiento de diseño

El procedimiento para el diseño de columnas de platos es igual al descrito en la sección 2.2. Los pasos del e) al j) se enlistan a continuación y se detallarán en este capítulo.

- e) Selección del tipo de platos que se instalarán.
- f) Fijar la geometría del plato.
- g) Estimar o seleccionar la eficiencia de plato.
- h) Cálculo del número de etapas reales.
- i) Determinación de la altura de la columna.
- j) Determinación del diámetro de la columna

5.2 Tipo de platos más comunes

Los platos se clasifican en dos grupos [9]:

- Platos de flujo transversal
- Platos de flujo a contracorriente

Los platos de flujo transversal utilizan una bajante de líquido y generalmente son más usados que los de flujo a contracorriente, por ser más eficiente en la transferencia de masa y tener mayor rango de operación.

El patrón de flujo de líquido en un plato de flujo transversal es controlado colocando bajantes para alcanzar la estabilidad y eficiencia de transferencia deseadas.

En la (Figura 5.1), se observa que la fracción del área seccional transversal de la columna disponible para la dispersión de gas (perforaciones, cachuchas de

burbujeo) decrete en la medida que se usan más bajantes, por lo tanto, el diseño óptimo del plato involucra un balance entre la disposición del flujo de líquido y el uso efectivo de la sección transversal para flujo de gas.

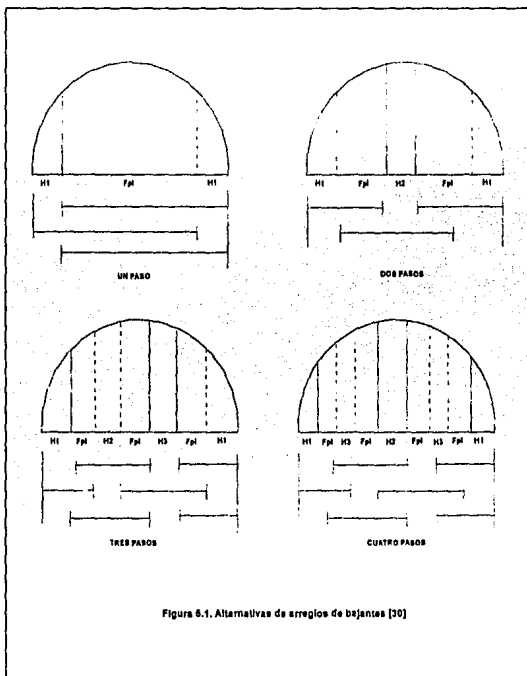


Figura 6.1. Alternativas de arreglos de bajantes [30]

La Tabla 5.1 presenta una comparación general de los principales tipos de platos usados en las columnas de destilación reales.

Tabla 5.1 Comparación de los Tipos de Platos Comunes [10].

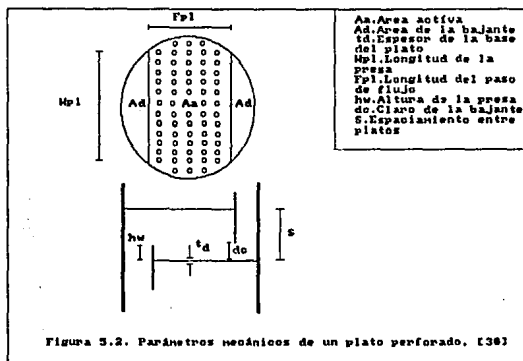
CONCEPTO	PERFORADO	VÁLVULA	CAPUCHAS-B	FLUJO-DUAL
Capacidad	Alta	Alta-muy alta	Moderadamente alta	Muy alta
Eficiencia	Alta	Alta	Moderadamente alta	Muy alta
Capacidad mínima de operación	Aprox.2:1 No recomendable para operaciones bajo cargas variables	Aprox.4-5:1 Algunos diseños especiales alcanzan 10:1 o más	Excelente, mejor que el tipo válvula. Bueno a Extremadamente bajas velocidades de líquido	Baja, menor que los perforados. Inconveniente para operaciones a carga variable
Arrastre	Moderado	Moderado	Alto, aprox. 3 veces más alto que los perforados	Bajo a moderado
Caída de presión	Moderada	Moderada	Alta	Baja a moderada
Costo	Bajo	Aprox. 20% mayor que los perforados	Alta, aprox. 2-3 veces el costo de los perforados	Bajo
Mantenimiento	Bajo	Bajo a moderado	Relativamente alto	Bajo
Tendencia al ensuciamiento	Baja	Baja a moderada	Alta. Tiende a acumular sólidos	Extremadamente baja. Recomendable para ensuciamiento extremo
Efecto de corrosión	Bajo	Bajo a moderado	Alto	Muy alto
Información para diseño	Muy conocido	Patentado, pero existe disponibilidad de información	Muy conocido	Poca información disponible
Principales aplicaciones	La mayoría de las columnas, cuando el "turndown" no es crítico	La mayoría de las columnas, cuando el "turndown" es importante	Condiciones de flujo extremadamente bajo. Donde el goteo debe ser mínimo	Renovación de capacidad donde pueden sacrificarse eficiencia y "turndown". Servicios altamente sucios y corrosivos
Participación en el mercado	25%	70%	5%	No hay información
Otros				Algunas veces presenta inestabilidad a diámetros grandes (mayores a 8 pies)

5.2.1 Selección del tipo de plato

Los platos de las columnas de destilación son dispositivos complejos y para seleccionarlos de manera que operen eficientemente es necesario entender el comportamiento de las corrientes de líquido y vapor dentro del recipiente, el cual dependerá del tipo de plato que se emplee y el sistema a separar.

5.2.2 Parámetros de diseño

El diseño de una columna de platos representa los resultados de una compleja interacción de los parámetros de los platos para asegurar el comportamiento hidrodinámico y el contacto líquido-vapor deseados (Figura 5.2).



La Tabla 5.2 muestra una lista de los parámetros de diseño de un plato perforado agrupados en mecánicos y operacionales, así como sus principales efectos en la operación de la columna.

Tabla 5.2 Parámetros de diseño de platos y sus efectos en la operación [1]

PARAMETRO	EFECTO PRINCIPAL
1. Diámetro del orificio	Caída de presión en plato Régimen de operación Arrastre Derrame Eficiencia de plato
2. Espaciamiento entre platos	Inundamiento por arrastre Respaldo de la bajante
3. Altura de la represa	Líquido acumulado Derrame Eficiencia de plato Caída de presión
4. Claro de la bajante	Respaldo de la bajante
5. Espesor de la base	Caída de presión de plato Caída de presión
6. Número de pasos	Carga en la presa
7. Diámetro de plato	Capacidad de vapor-líquido
8. Área total de plato	Capacidad de vapor-líquido
9. Área cativa	Eficiencia de plato Régimen de operación
10. Longitud del paso de flujo	Eficiencia de plato
11. Área del orificio	Régimen de operación Caída de presión Derrame Relación de capacidad mínima de operación
12. Área de la bajante	Inundamiento de la bajante
13. Longitud de la presa	Respaldo de la bajante
OPERACIONALES	
1. Factor de derrame	Relación de capacidad mínima de operación "turndown" Derrame
2. Factor de inundamiento	Relación de capacidad mínima de operación Inundamiento
3. Caída de presión máxima en el plato	Caída de presión permisible
4. Velocidad de diseño en la bajante	Tiempo de residencia en la bajante Respaldo de la bajante
5. Carga en la presa	Respaldo de la bajante
6. Velocidad superficial del vapor	Arrastre Derrame Caída de presión

5.3 Eficiencia de plato

La eficiencia global de una columna se define como:

$$E_o = N/N_{\text{real}} \quad (5.1)$$

5.3.1 Métodos teóricos para el cálculo de la eficiencia basados en la transferencia de masa.

- Eficiencia Puntual [31]

Esta eficiencia relaciona el cambio de la composición en un punto con el cambio que ocurriría en una etapa teórica.

$$E_{OG} = \frac{y_n - y_{n-1}}{[y_n^* - y_{n-1}]_{\text{punto}}} \quad (5.2)$$

Como la composición del vapor en un punto dado no puede exceder la composición en el equilibrio, la eficiencia puntual siempre será menor que la unidad. Si hay un gradiente de concentración en el plato, la eficiencia puntual variará de punto a punto en el plato.

- Eficiencia de Murphree [31]

Esta eficiencia de plato es similar a la eficiencia puntual, excepto que aplica para el plato completo en lugar de un simple punto.

$$E_{MV} = \frac{y_n - y_{n-1}}{[y_n^* - y_{n-1}]_{\text{plato}}} \quad (5.3)$$

En la práctica existe un gradiente de concentración en el líquido, lo que frecuentemente disminuye y_n^* en relación a y_n incrementando la eficiencia de plato comparada con la eficiencia puntual. y_n^* incluso puede disminuir tanto respecto a y_n que la eficiencia E_{MV} excederá el 100%.

5.4 Etapas reales, altura y diámetro de la columna

Cuando se ha determinado la eficiencia de la columna se calculan los platos reales de la ecuación 5.1 como:

$$N_{\text{real}} = N/E_o \quad (5.4)$$

y con los platos reales se determina la altura de la columna como:

$$H_c = N_{\text{real}} \times S + H_D \quad (5.5)$$

La capacidad máxima permisible de un plato para manejar los flujos de gas y líquido es la principal consideración para fijar el diámetro mínimo posible de la columna.

La velocidad de inundación es la velocidad del vapor a la cual se acumula líquido en el plato, prefiriéndose velocidades altas tanto para consideraciones económicas como para un buen funcionamiento y eficiencia del plato. La relación entre las velocidades de diseño e inundación se llama factor de inundación el cual depende del sistema considerado y es seleccionado en base a la experiencia y criterio, varía entre 0.6 y 0.9 [10].

El cálculo del diámetro es:

$$D_c = [1.273 A_n / (1.0 - (A_d/A))]^{0.5} \quad (5.6)$$

donde:

$$A_n = m_v / (3600 F_t U_f \rho_g) \quad (5.7)$$

$$U_f = C [(\rho_L - \rho_g) / \rho_L]^{0.5} \quad (5.8)$$

$$C = 0.0105 + 0.1496 S^{0.755} \exp[-1.463 F_{VL}^{0.842}] \quad (5.9)$$

$$F_{VL} = (m_L / m_v) (\rho_v / \rho_L)^{0.5} \quad (5.10)$$

La relación A_d/A se puede tomar como 0.1 para cálculos preliminares [10].

NOMENCLATURA

An	Area neta, m ²
Ad	Area de la bajante, m ²
A	Sección transversal de la columna, m ²
C	Parámetro de capacidad
Dc	Diámetro de la columna, m
E _o	Eficiencia global
E _{OG}	Eficiencia puntual
E _{MV}	Eficiencia de Murphree
F _f	Factor de inundación, fracción
m	Flujo másico, Kg/h
N	Número de etapas teóricas
S	Espaciamiento entre platos, m
U	Velocidad del vapor, m/s
y	Composición de la fase vapor
y*	Composición de la fase vapor en el equilibrio
Hc	Altura de la columna, m
HD	Altura libre, m
ρ	Densidad, Kg/m ³

Subíndices

L	Líquido
n	Número de etapa
V	Vapor
f	A condiciones de inundación

CAPITULO SEIS

DIMENSIONAMIENTO DE COLUMNAS EMPACADAS

El procedimiento inicial para el diseño de columnas empacadas ha sido descrito en la sección 2.2. A continuación se enlistan los puntos del e) al j) para el dimensionamiento de columnas empacadas los cuales se desarrollarán en éste capítulo.

- e) Seleccionar el tipo de empaque.
- f) Especificar las dimensiones del empaque.
- g) Determinar la eficiencia de empaque
- h) Calcular la altura de empaque.
- i) Determinar la altura de la columna.
- j) Calcular el diámetro de la columna.

Una descripción detallada de los tipos de empaques existentes, tanto tradicionales como de vanguardia, con su historia, patentes, aplicaciones y parámetros de diseño se hizo en el capítulo cuatro, por lo que en este capítulo se sobreentienden los puntos e) y f) de la secuencia de dimensionamiento.

6.1 Eficiencia de empaque

La HETP (altura equivalente de un plato teórico), es usada para evaluar el funcionamiento de la transferencia de masa, la cual compara la eficiencia entre una columna empacada y una de platos y se define como:

$$\text{HETP} = \text{HTU} \frac{\ln \lambda}{\lambda - 1} \quad (6.1)$$

donde

$$\lambda = \frac{m G'}{L'} \quad (6.2)$$

HTU (altura de la unidad de transferencia) es la altura del empaque que provoca un cambio en la composición equivalente a una unidad de transferencia o etapa teórica, por lo tanto, es una medida directa de la eficiencia de la columna.

La HTU global es dada por:

$$HTU = H_G + \lambda H_L \quad (6.3)$$

donde:

$$H_G = \frac{u_V}{k_G a_e} \quad (6.4)$$

$$H_L = \frac{u_L}{k_L a_e} \quad (6.5)$$

Correlación de Bravo y Fair para Empaques Estructurados [32]

Este modelo, para cálculo de los coeficientes de transferencia de masa k_G y k_L , fue desarrollado para empaques Sulzer BX, pero recientemente se ha extendido a empaques de malla corrugada.

$$k_L = 2 \sqrt{12 \vartheta_L u_{L,eff} / (\pi S)} \quad (6.6)$$

$$k_G = \frac{12 \vartheta_L Sh_G}{d_{eq}} \quad (6.7)$$

$$Sh_G = 0.0338 Re_G^{0.8} Sc_G^{0.333} \quad (6.8)$$

$$Re_G = \frac{d_{eq} \rho_G (u_{eff} + u_{L,eff})}{0.00806 m_G} \quad (6.9)$$

$$Sc_G = \frac{0.000672 m_G}{\rho_G \theta_G} \quad (6.10)$$

$$u_{eff} = \frac{u_S}{\varepsilon \sin \theta} \quad (6.11)$$

$$u_{L,eff} = 11.9 \frac{\Gamma^2 g}{\rho_L \mu_L} \quad (6.12)$$

$$\Gamma = \frac{L}{3600 p} \quad (6.13)$$

$$p = 12 \left[\frac{4S}{Bh} + \frac{1}{h} \right] \quad (6.14)$$

Los coeficientes de transferencia de masa k_G y k_L se sustituyen en las ecuaciones 6.4 y 6.5 para calcular HTU y HETP.

La eficiencia de empaque en la mayoría de las columnas de destilación se expresa como HETP. La eficiencia en la transferencia de masa de todos los dispositivos para transferencia de masa depende de las propiedades del sistema.

Para realizar un diseño o remodelación de una columna es conveniente usar valores reportados de HETP para el sistema y condiciones deseados, la tabla 8.2 muestra algunos de los valores reportados.

Si no se cuenta con datos reportados se usan correlaciones específicas para cada tipo de empaque.

Para empaques equivalentes al tipo S-100 se puede emplear la siguiente ecuación:

$$HETP = \frac{(0.18 + \mu^{0.55})}{1.23 + (3.15/L)^{0.27}} \quad (6.15)$$

si $\mu < 0.3$ cp, emplear 0.52 en lugar de $\mu^{0.55}$

Para empaques diferentes a los tipos X/S se puede asumir que la HETP es inversamente proporcional a la superficie específica:

$$HETP_2 = HETP_1 \left[\frac{a_{e1}}{a_{e2}} \right] \quad (6.16)$$

6.2 Altura de empaque y columna

La expresión básica de la altura de empaque requerida para efectuar una separación dada se obtiene de un balance de materia para un componente cuya composición cambia en una altura diferencial de la torre. Para la fase vapor la expresión es:

$$dZ = \int_{Z_1}^{Z_2} \frac{V}{A_T K_{OG} a_e P} \int_{y_e}^{y_s} \frac{dy}{y^* - y} \quad (6.17)$$

la cual se define como:

$$Z = HTU \times NTU \quad (6.18)$$

donde NTU (número de unidades de transferencia) es una medida de la dificultad de la separación.

El cálculo del NTU es análogo al número de etapas teóricas de una columna de platos únicamente depende de las curvas de equilibrio y operación.

La altura de empaque podrá también definirse como:

$$Z_e = N \times \text{HETP} \quad (6.19)$$

y la altura de la columna ser :

$$Z_c = Z_e + \text{DH} \quad (6.20)$$

6.3 Características hidráulicas.

El criterio de diseño para el cálculo del diámetro de una columna empacada depende principalmente de las características hidráulicas de los empaques como caída de presión, inundación y capacidad máxima de operación, de ahí la importancia de saber como se determina y su influencia en la operación de la columna.

6.3.1 Definiciones

Caída de Presión. La caída de presión son las pérdidas por fricción a través de una serie de aberturas, y por tanto es proporcional al cuadrado del flujo de gas. En empaques aleatorios, las aberturas están aleatoriamente dimensionadas y localizadas, y la caída de presión se debe a la expansión, contracción y cambios de dirección. En empaques estructurados, las aberturas son regulares y de tamaño uniforme, y la caída de presión es debida a cambios de dirección.

Punto de Inundación. Es la región de rápido incremento de la caída de presión con pérdida simultánea de eficiencia a la transferencia de masa. Un gran arrastre también es indicativo de la presencia de esta región.

Capacidad Máxima. Es definida como la máxima velocidad de vapor que da eficiencia normal de un empaque.

6.3.2 Predicción de la caída de presión, punto de inundación y capacidad máxima

- Correlación teórica de Bravo-Rocha-Fair [33]

Fue desarrollado específicamente para empaques estructurados. La ecuación que predice la caída de presión es:

$$\Delta P = \left[0.171 + \frac{92.7}{Re_G} \right] \left[\rho_G \frac{u_{eff}^2}{S} \right] \left[\frac{1}{1 - CoFr_1^{0.05}} \right]^5 \quad (6.21)$$

donde:

$$Re_G = \frac{S u_{eff} \rho_G}{\mu_G} \quad (6.22)$$

$$Fr_1 = \frac{u_{S,L}^2}{S g} \quad (6.23)$$

- Correlación de Robbins [10]

La caída de presión esta dada por la ecuación generalizada:

$$\Delta P = C_3 G_f^{2.10} C_4 L_f + 0.4 \left[\frac{L_f}{20,000} \right] 0.1 (C_3 G_f^{2.10} C_4 L_f)^4 \quad (6.24)$$

donde

$$C_3 = 7.1 \times 10^{-8} \quad (6.24a)$$

$$C_4 = 2.7 \times 10^{-5} \quad (6.24b)$$

$$G_f = G \left[\frac{0.075}{\rho_G} \right]^{0.5} \left[\frac{F_{pd}}{20} \right]^{0.5} \quad \text{para } P \leq 1.0 \text{ atm} \quad (6.25a)$$

$$G_f = G \left[\frac{0.075}{\rho_G} \right]^{0.5} \left[\frac{F_{pd}}{20} \right]^{0.5} 10^{0.3} \rho_G \quad \text{para } P > 1 \text{ atm} \quad (6.25b)$$

$$L_f = L \left[\frac{62.4}{\rho_L} \right]^{0.5} \left[\frac{F_{pd}}{20} \right]^{0.5} \mu_L^{0.1} \quad \text{para } F_{pd} \text{ mayor o igual a } 15 \quad (6.26a)$$

$$L_f = L \left[\frac{62.4}{\rho_L} \right]^{0.5} \left[\frac{20}{F_{pd}} \right]^{0.5} \mu_L^{0.1} \quad \text{para } F_{pd} \text{ menor a } 15 \quad (6.26b)$$

- Correlación de Kister y Hill [10]

Basándose en el hecho de que la caída de presión del empaque en el punto de inundamiento decaiga con el incremento de la capacidad del mismo, Kister y Hill propusieron la siguiente correlación para el punto de inundación:

$$\Delta P_{FI} = 0.115 F_p^{0.7} \quad (6.27)$$

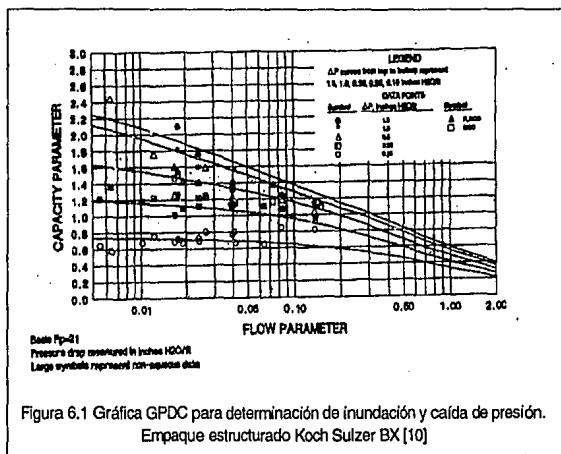
la cual expresa la caída de presión en el punto de inundación como una función únicamente del empaque.

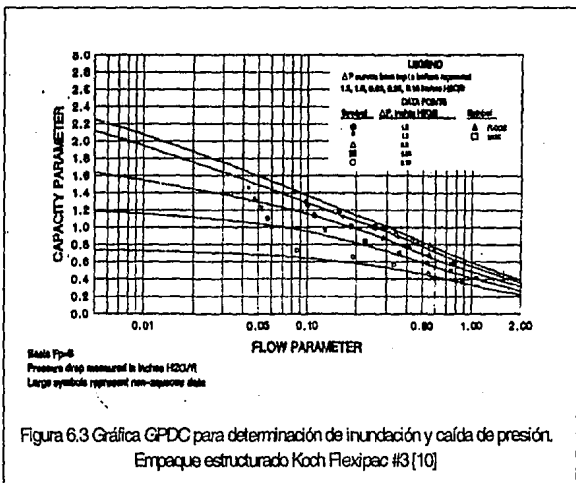
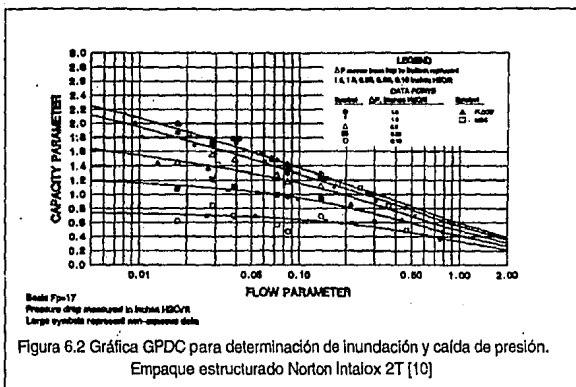
- Correlación Generalizada de Caída de Presión (GPDC) [10]

Por varias décadas la gráfica GPDC de Sherwood-Eckert ha sido el estándar de la industria para predecir caídas de presión y puntos de inundación en columnas empacadas con empaques aleatorios.

Posteriormente Kister y Gill modificaron empíricamente las curvas de la gráfica GPDC para ajustar los datos de empaques estructurados. Esta gráfica modificada para empaques estructurados GPDC(SP) (Figuras 6.1, 6.2 y 6.3), demostró dar mucho mejores predicciones que la gráfica GPDC.

En ambas gráficas la ordenada describe el balance entre la fuerza de momentum de vapor, que actúa para arrastrar las gotas de líquido hirviendo, y la fuerza de gravedad, que resiste el arrastre hacia arriba; y la abscisa es el parámetro de flujo, la relación de las energías cinéticas del líquido al vapor.





En las Figuras 6.1, 6.2 y 6.3 se muestran gráficas para diferentes tipos de empaques tanto aleatorios como estructurados, a partir de las cuales se puede predecir la caída de presión por interpolación.

Para todas las cartas la abscisa es el parámetro de flujo dado por la ecuación:

$$Flv = \frac{L}{G} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0.5} \quad (6.28)$$

y la ordenada es el parámetro de capacidad

$$\text{PARAMETRO DE CAPACIDAD} = C_s F_p^{0.5} u^{0.5} \quad (6.29)$$

donde n es la viscosidad cinemática (centistokes)

$$u = \frac{\text{viscosidad dinámica (centipoise)}}{\text{gravedad específica}}$$

$$C_s = u_s \left[\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right]^{1/2} \quad (6.30)$$

y F_p es el factor de empaque característico del tamaño y forma del empaque.

En estas gráficas también se grafica la capacidad máxima de operación (MOC) punto de inundación.

6.4 Criterios para dimensionamiento

Punto de Inundación. Las columnas empacadas usualmente se diseñan a una velocidad del punto de inundación de 70 a 80 por ciento. Esta consideración da un margen suficiente para amortiguar desviaciones asociadas con el concepto de punto de inundamiento y para mantener el diseño lejos de la región en la cual la eficiencia decaiga rápidamente (justo abajo del punto de inundación).

Calda de Presión. Cuando las torres empacadas son diseñadas para que la calda de presión en cualquier punto de la torre no exceda un valor máximo recomendado. Para destilación al vacío, sistemas espumosos, y donde se requiere minimizar la potencia del ventilador, el criterio de calda de presión frecuentemente fija el diámetro de la torre.

6.4.1 Cálculo del diámetro de la columna

Para determinar el diámetro de la torre se consideran ambos criterios de diseño, calda de presión y punto de inundación y se selecciona el óptimo.

$$D_T = 4 [A_T/\pi]^{1/2} \quad (6.31)$$

donde

$$A_T = CFS/u_s \quad (6.32)$$

NOMENCLATURA

A_T	Sección transversal de la columna, m^2
a_e	Area superficial específica, m^2/m^3
B	Parámetro de empaque
CFS	Flujo de vapor, ft^3/s
DH	Altura libre, m
Fp	Factor de empaque m^{-1}
G'	Flujo másico de gas, $Kg/(s m^2)$
HETP	Altura equivalente de un plato teórico, m
HTU	Altura de la unidad de transferencia, m
h	Parámetro de empaque
k_L	Coefficiente de transferencia de masa de la fase líquida, m/s

k_G	Coefficiente de transferencia de masa de la fase vapor, m/s
k_{OG}	Coefficiente global de transferencia de masa, $\text{Kmol}/(\text{s m}^2 \text{ atm})$
L	Flujo de líquido, Kmol/h
L'	Flujo másico de líquido, $\text{Kg}/(\text{s m}^2)$
m	Pendiente de la curva de equilibrio
N	Número de etapas teóricas
NTU	Número de unidades de transferencia
P	Presión de operación, Kg/cm^2
Re	Número de Reynolds
S	Parámetro de empaque
Sc	Número de Schmidt
Sh	Número de Sherwood
u	Velocidad, m/s
V'	Flujo de vapor, kmol/h
y	Composición de la fase vapor
y^*	Composición de la fase vapor en el equilibrio
Z	Altura del empaque, m

Griegas

μ	Viscosidad, cp
ν	Viscosidad cinemática, cS
ϵ	Fracción vacía
θ	Angulo de inclinación del canal del flujo del empaque estructurado con la horizontal, grados
π	3.1416...
ρ	Densidad, Kg/m^3

9 **Coficiente de difusión, m²/s**

Subíndices

c **Columna**

e **Empaque**

G **Gas**

L **Líquido**

V **Vapor**

eff **Efectiva**

CAPITULO SIETE
EVALUACION DEL PROCESO DE DESTILACION DE ESTIRENO CON EL
DISEÑO ACTUAL

La unidad de producción de monómero de estireno se encuentra en el Complejo Petroquímico de Cangrejera en Coatzacoalcos, Ver.

Asociada a la unidad de monómero de estireno se encuentra la unidad de producción de etilbenceno que se utiliza como materia prima en la producción de estireno.

La unidad de producción de etilbenceno se subdivide en :

- Sección de alquilación.
- Sección de destilación del etilbenceno.

La unidad de producción de estireno se subdivide basicamente en dos secciones:

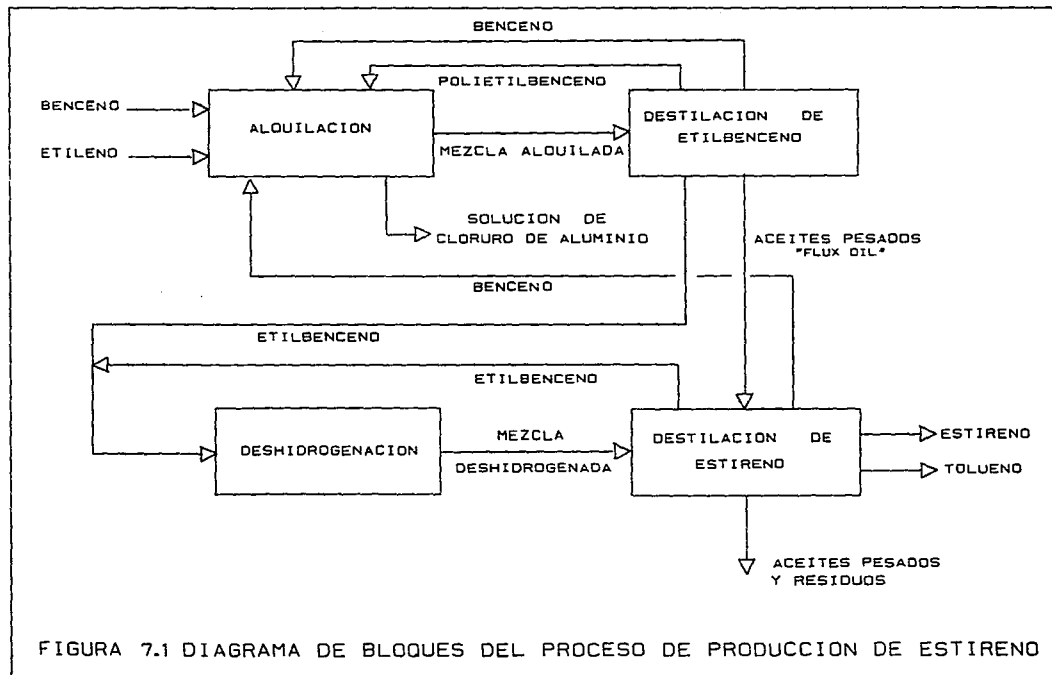
- Sección de deshidrogenación.
- Sección de destilación del estireno.

En la Figura 7.1 se presenta el diagrama de bloques de las dos unidades.

7.1. Propiedades del estireno.

El estireno ($C_6H_5CH=CH_2$) también llamado vinil benceno, fenil etileno o cinameno, es un líquido incoloro, inflamable y con olor característico no desagradable, fácilmente polimerizable debido a la reactividad del grupo vinílico por el efecto activador del grupo fenilo electronegativo.

El estireno es totalmente miscible con metanol, etanol, acetona, éter, disulfuro de carbono y ácido acético, entre otros; es poco miscible en glicoles y polioles. A su vez, es un buen disolvente de sustancias orgánicas, incluso del poliestireno y de otros polímeros plásticos. Es muy poco soluble en agua y corrosivo al cobre y sus aleaciones.



La mezcla de monómero de estireno con oxígeno a temperaturas superiores a los 32°C, forma peróxidos explosivos.

Otras propiedades físicas son:

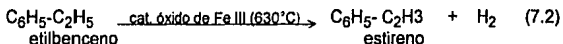
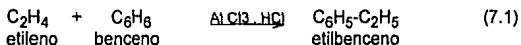
Peso molecular.	104.14 kg/ kmol
Temperatura de ebullición.	145.2°C.
Densidad relativa a 20°C.	0.906
Viscosidad a 20°C.	0.781 cp

El estireno puede penetrar al organismo humano principalmente por inhalación y ocasionalmente por ingestión. Las concentraciones bajas irritan las conjuntivas de los ojos y las mucosas del aparato respiratorio; en tanto que altas concentraciones producen efectos anestésicos. El contacto prolongado con la piel produce dermatitis.

Sus principales usos son en la obtención de poliestireno, resinas poliéster, hule estireno butadieno (SBR), acrilonitrilo-butadieno-estireno (ABS), acrilonitrilo-estireno (SAN) y resinas intercambiadoras de iones, principalmente.

7.2. Obtención del estireno.

Se obtiene a partir de etileno y benceno en presencia de cloruro de aluminio, donde se produce etilbenceno que se deshidrogena catalíticamente a una temperatura de 630°C para formar estireno.



7.3. Descripción del proceso.

- Sección de deshidrogenación.

El etilbenceno que se obtiene de la reacción de alquilación y de la recirculación que proviene de la sección de destilación de estireno, se vaporiza y precalienta, posteriormente se mezcla con vapor y se calienta en un horno para alimentar un reactor catalítico de lecho fijo, con dos etapas de reacción a presión subatmosférica que favorecen el equilibrio de la reacción de deshidrogenación. El vapor principal provee el calor para la reacción además de servir como diluyente. El efluente del primer lecho del reactor se recalienta con el vapor principal del horno y entra al segundo lecho.

El efluente del reactor se enfría en dos generadores de vapor y se condensa en un enfriador con aire. El gas que no se condensó, se comprime, se procesa para recuperar aromáticos y se utiliza como combustible. El líquido condensado se separa en una fase acuosa y una orgánica, la fase acuosa se agota con vapor y la fase orgánica se alimenta a la sección de destilación de estireno. (Figura 7.2.)

- Sección de destilación de estireno.

En esta sección se separa la mezcla deshidrogenada en etilbenceno y benceno de recirculación, tolueno y estireno como productos, y residuos de estireno, (Figura 7.3). La sección consta de cuatro columnas, de las cuales la columna de etilbenceno/estireno DA-101 y la columna de estireno/residuos DA-103 se operan a vacío. A la mezcla deshidrogenada se le agrega un inhibidor no sulfuroso, para evitar la polimerización del estireno y se alimenta a la columna de etilbenceno/estireno DA-101, donde se separa el etilbenceno y más ligeros por el domo, y el estireno y residuos pesados por el fondo. El producto de domos se alimenta a la columna de recuperación de etilbenceno DA-102, donde por fondos se obtiene etilbenceno que posteriormente se recircula a la sección de deshidrogenación después de precalentar la corriente de alimentación, y por

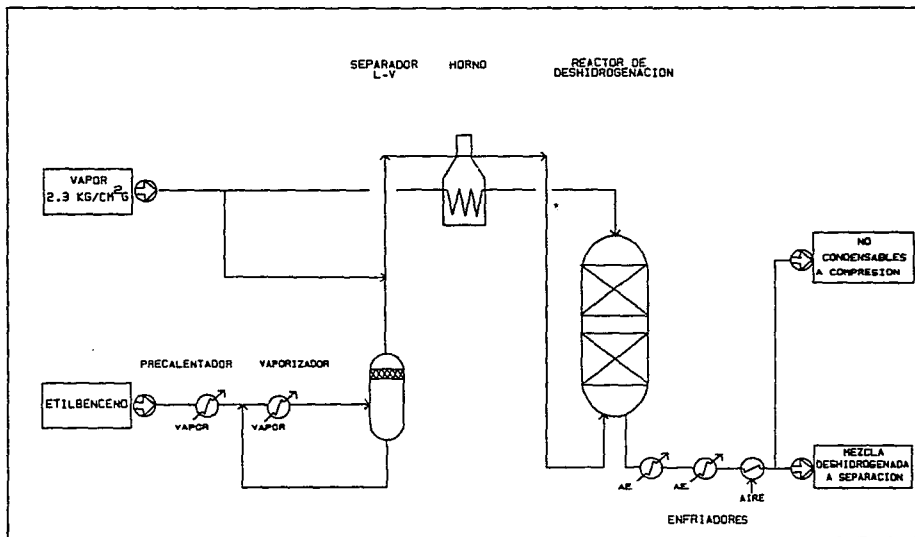


FIG.7.2. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DESHIDROGENACION DE ETILBENCENO

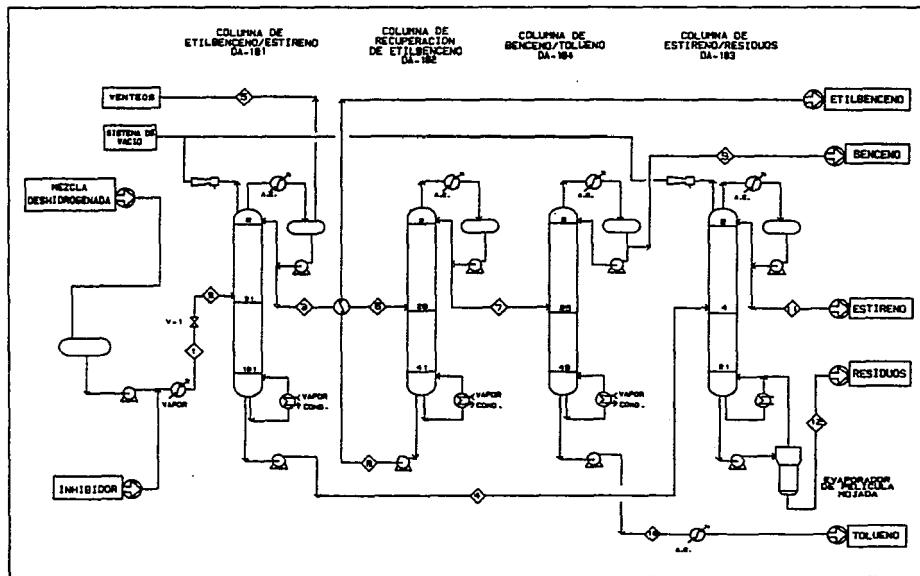


FIG.7.3. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO SECCION DE DESTILACION DE ESTIRENO

domos una mezcla de benceno-tolueno, que se separa en la columna DA-104, donde por domos se recupera el benceno de recirculación a la sección de alquilación, y por fondos se obtiene tolueno como producto.

Los fondos de la columna de etilbenceno/estireno DA-101 se alimentan a la columna de estireno/residuos DA-103 donde se recupera estireno como producto, que se enfría y se manda a almacenamiento, y por fondos se obtienen los residuos de estireno que se alimentan a un evaporador de película mojada, donde se recupera estireno por el domo del evaporador y se recircula al fondo de la columna de estireno/residuos DA-103, y finalmente los residuos se mezclan con "flux oil" de la unidad de etilbenceno y se almacenan.

7.4. Control del proceso en la sección de destilación de estireno.

La columna de etilbenceno/estireno DA-101 se controla con control de nivel de reflujo y fondos y con control de flujo de producto de domos y entrada de calor. La concentración de etilbenceno es crítica ya que afecta directamente la pureza del estireno.

La columna de recuperación de etilbenceno DA-102 se regula con control de nivel de reflujo y fondos, control de flujo de alimentación de calor y control de temperatura de domos.

La columna de estireno/residuos DA-103 cuenta con control de nivel de la corriente de domos, control de reflujo y flujo de producto de fondos y control de nivel de alimentación de calor. Se inyecta por el domo inhibidor de polimerización, (Figura 7.4).

La columna de benceno/tolueno cuenta con control de nivel de las corrientes de domos y fondos, control de reflujo y control de temperatura en la alimentación de calor.

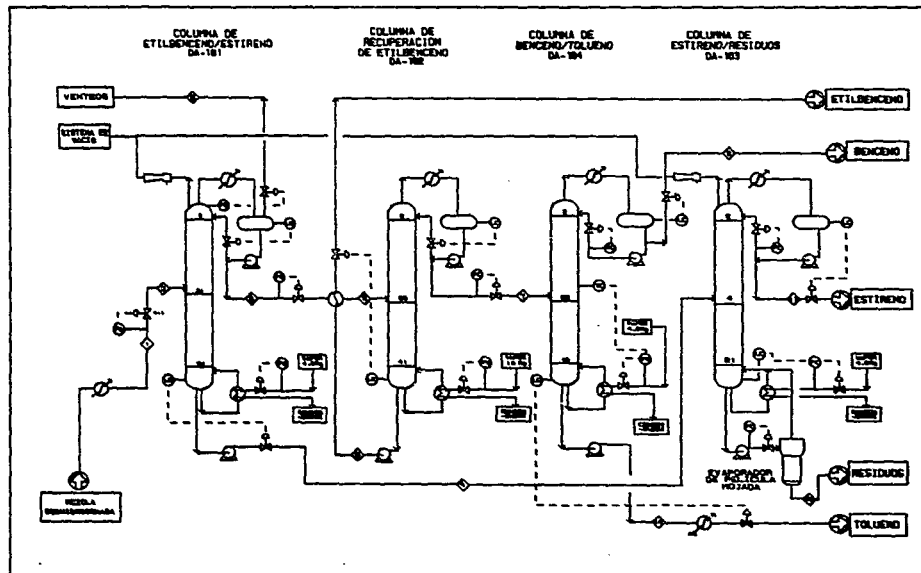


FIG.7.4. DIAGRAMA DE CONTROL DE PROCESO SECCION DE DESTILACION DE ESTIRENO

7.5. Capacidad de producción.

La unidad esta diseñada para producir 150,000 ton al año de estireno grado polímero (99.8 % en peso), lo que equivale a 18,581 kg/h de estireno basado en 8088 horas de operación al año. La alimentación consta de 30,086.82 kg/h de mezcla deshidrogenada. Como subproductos se obtiene tolueno, a razón de 1,010 kg/h, y residuos de estireno, 21 kg/h.

Tabla 7.1. Especificaciones del proceso

Corriente	Alimentación	Alimentación depresurizada	Etilbenceno de fondos
Número de corriente	1	2	8
Temperatura (°C)	100.00	100.00	154.22
Presión (Kg/cm ²)	1.3595	0.2900	1.6300
Flujo molar (Kgmol/h)	301.9430	301.9430	95.0980
Flujo másico (kg/h)	31086.8223	31086.8223	---
Flujo volumétrico (m ³ /h)	34.7505	34.7505	---
Fracción mol:			
Benceno	0.0312	0.0312	0.0000
Tolueno	0.0389	0.0389	0.0033
Etilbenceno	0.3067	0.3067	0.9352
Estireno	0.6166	0.6166	0.0615
α -Metilestireno	0.0003	0.0003	0.0000
Agua	0.0063	0.0063	0.0000

Corriente	Alimentación
	a DA-102
Número de corriente	6
Temperatura (°C)	131.00

7.6. Análisis del diseño actual.

Para realizar un análisis a fondo del diseño en estudio, se recopilan las especificaciones de los productos deseados, condiciones y especificaciones de alimentación, así como otros puntos claves del proceso (limitantes en equipo, servicios auxiliares, etc.), para simular el mismo mediante el uso del simulador de procesos HYSIM, que presenta las ventajas de tener acceso a él, mediante una microcomputadora PC de la serie 386 o 486 [35].

A continuación se describe la secuencia de cálculo así como los resultados obtenidos:

- Se alimentan al simulador de procesos los datos de composición y condiciones de la alimentación, (Tabla 7.1).
- Se definen las operaciones que se desean realizar (destilación, agotamiento, etc.), y se define el paquete de propiedades a emplear (Peng-Robinson, UNIQUAC, NRTL, etc.). En este caso se empleó la ecuación cúbica de Peng-Robinson-Stryjek-Vera (Sección 2.4), ya que contiene correcciones que toman en cuenta mezclas de componentes polares con no polares, y en la mezcla deshidrogenada de alimentación se cuenta, aunque en menor proporción, con componentes como agua.- A continuación se tiene la opción de relizar un diseño preliminar mediante el cálculo por un método corto o realizar directamente un cálculo riguroso. Al realizar el cálculo riguroso se debe llegar a la convergencia, en este caso la columna de estireno/etilbenceno DA-101 se diseñó en principio, y después se añadieron las demás columnas al proceso, ya que los fondos y domos

de la columna DA-101 sirven de alimentación para las otras columnas del proceso.

- Por último se procede al dimensionamiento de los platos en cada columna. Este punto es muy importante ya que se puede analizar un posible sobrediseño en el diámetro, o en otros casos el empleo de platos de múltiples pasos, todo esto debido a las condiciones hidráulicas de la columna.

Las siguientes tablas describen los principales resultados obtenidos de la simulación del proceso:

Tabla 7.2. Propiedades de las principales corrientes

Corriente		1	2	3
		Alimentación	Alimentación depresurizada	Producto de domos DA-101
Fración de vapor		0.0000	0.0556	0.0000
Temperatura	(°C)	100.0000	90.3844	57.1680
Presión	(Kg/cm ²)	1.3595	0.2900	0.1563
Flujo molar (Kgmol/h)		301.9430	301.9430	114.2987
Flujo másico	(Kg/h)	31086.8223	31086.8223	1732.9033
Flujo volumétrico	(m ³ /h)	34.7505	34.7505	13.4447
Entalpía	(Kcal/h)	1.4655 x 10 ⁷	1.4655 x 10 ⁷	82962.0595
Densidad	(Kg/m ³)	819.9872	17.2478	837.4361
Peso molecular		102.9559	102.9559	102.6513
Calor específico	(KJ/Kgmol °C)	198.2908	192.1875	186.6071
Conductividad térmica	(Watt/mK)	0.1199	---	0.1278
Viscosidad	(cp)	0.3049	---	0.4041
Factor Z		0.0054	---	0.0007
Tensión superficial	(Dina/cm)	22.0260	---	24.8684

Corriente	4	5	6
	Producto de fondos DA-101	Vapor de domo DA-101	Alimentación a DA-102
Fracción de vapor	0.0	1.0000	1.0000
Temperatura (°C)	124.5495	57.1660	131.0000
Presión (Kg/cm ²)	0.5914	0.1563	0.0563
Flujo molar (Kgmol/h)	182.0434	5.6010	114.2987
Flujo másico (Kg/h)	18964.9492	388.9695	1732.9033
Flujo volumétrico (m ³ /h)	20.8657	0.4401	13.4447
Entalpía (Kcal/h)	1.4552 x 10 ⁷	33149.4751	1.4721 x 10 ⁶
Densidad (Kg/m ³)	811.3654	---	0.1691
Peso molecular	104.1782	---	102.6513
Calor específico (KJ/Kgmol °C)	204.3382	---	164.6131
Conductividad térmica (Watt/mK)	0.1132	---	0.0183
Viscosidad (cp)	0.2618	---	0.0080
Factor Z	0.0023	---	0.9981
Tensión superficial (Dina/cm)	20.3084	---	---

Corriente	7	8	9
	Producto de domo DA-102	Producto de fondos DA-102	Producto de domos DA-104
Fracción de vapor	0.0000	0.0000	0.0000
Temperatura (°C)	87.4705	154.2266	57.5761
Presión (Kg/cm ²)	1.2400	1.6300	1.2700
Flujo molar (Kgmol/h)	19.1978	95.1009	7.7078
Flujo másico (Kg/h)	1652.5901	10080.3135	598.8595
Flujo volumétrico (m ³ /h)	1.8889	11.5559	0.6784
Entalpía (Kcal/h)	- 46679.4018	626531.5045	- 27895.9015
Densidad (Kg/m ³)	805.0233	743.9640	837.0084
Peso molecular	86.0824	105.9960	77.6952
Calor específico (KJ/Kgmol °C)	162.1237	237.5069	134.5208
Conductividad térmica (Watt/mK)	---	0.1027	0.1339
Viscosidad (cp)	---	0.1852	0.4008
Factor Z	---	0.0064	0.0042
Tensión superficial (Dina/cm)	---	15.1662	23.7973

Corriente		10	11	12
		Producto de fondo DA-104	Producto de domo DA-103	Residuos de DA-103
Fracción de vapor		0.0000	0.0000	0.0000
Temperatura	(oC)	127.8483	63.5613	101.1926
Presión	(Kg/cm ²)	1.7300	0.0700	0.2400
Flujo molar	(Kgmol/h)	11.4900	181.8504	0.1930
Flujo másico	(Kg/h)	1053.7306	18943.9570	20.9925
Flujo volumétrico	(m ³ /h)	1.2105	20.8425	0.0232
Entalpia	(Kcal/h)	- 6859.3330	1.4025 x 10 ⁷	13761.0013
Densidad	(Kg/m ³)	762.3896	865.5937	834.4077
Peso molecular		91.7088	104.1733	108.7812
Calor específico	(KJ/Kgmol °C)	190.0940	183.1791	207.1213
Conductividad térmica	(Watt/mK)	0.1102	0.1271	0.1179
Viscosidad	(cp)	0.2103	0.4639	0.3262
Factor Z		0.0061	0.0003	0.0010
Tensión superficial	(Dina/cm)	16.4235	26.5297	22.5264

TABLA 7.3 RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL PROCESO ACTUAL

Columna de estireno/etilbenceno DA-101

	DOMO	FONDO
Presión (Kg/cm ²)	0.156	0.591
Temperatura (°C)	80.000	125.000

ESPECIFICACIONES.

1. Flujo de vapor en la etapa 1 es 389.000 Kg/h
2. Fracción mol en la etapa 102 es de 0.998
3. Relación de reflujo es igual a 9.800

PRODUCTOS

Nombre de corriente	Vapor	Destilado	Fondos
Temperatura (°C)	57.46	57.46	124.63
Presión (Kg/cm2)	0.16	0.16	0.59
Benceno (fracción mol)	0.2211	0.0694	0.0000
Tolueno (fracción mol)	0.1043	0.0948	0.0000
Etilbenceno (fracción mol)	0.3235	0.7690	0.0014
Estireno (fracción mol)	0.0232	0.0663	0.9980
α -metilestireno (fracción mol)	0.0000	0.0000	0.0005
Agua (fracción mol)	0.3279	0.0005	0.0000
Flujo total	5.5900	117.7600	178.5900

CURVA DE ENFRIAMIENTO DEL CONDENSADOR

Temperatura (°C)	Presión (Kg/cm2)	Flujo másico (Kg/h)		Carga térmica (Kcal/h)
		líquido	vapor	
76.11	0.16	1460.77	135191.06	0.0000
74.25	0.16	68013.74	68638.10	-6.079x10 ⁶
72.38	0.16	99680.54	3697.30	-9.047x10 ⁶
70.52	0.16	117561.86	19089.98	-1.078x10 ⁷
68.65	0.16	128116.95	8534.88	-1.185x10 ⁷
66.79	0.16	133165.84	3486.00	-1.243x10 ⁷
64.92	0.16	134925.41	1726.43	-1.271x10 ⁷
63.05	0.16	135608.20	1043.63	-1.288x10 ⁷
61.19	0.16	135944.16	707.68	-1.302x10 ⁷
59.32	0.16	136138.51	513.33	-1.315x10 ⁷
57.46	0.16	136263.19	388.65	-1.328x10 ⁷

CURVA DE CALENTAMIENTO DEL REHERVIDOR

Temperatura (°C)	Presión (Kg/cm ²)	Flujo másico (Kg/h)		Carga térmica (Kcal/h)
		líquido	vapor	
121.57	0.59	175103.13	0.000	0.0000
121.88	0.59	175103.13	0.000	2.497x10 ⁴
122.18	0.59	175103.13	0.000	4.995x10 ⁴
122.49	0.59	175103.13	0.000	7.495x10 ⁴
122.79	0.59	175103.13	0.000	9.996x10 ⁴
123.10	0.59	175103.13	0.000	1.249x10 ⁵
123.41	0.59	175103.13	0.000	1.500x10 ⁵
123.71	0.59	175103.13	0.000	1.750x10 ⁵
124.02	0.59	175103.13	0.000	2.001x10 ⁵
124.32	0.59	175103.13	0.000	2.252x10 ⁵
124.63	0.59	17886.88	157216.25	1.359x10 ⁷

COLUMNA DE RECUPERACION DE ETILBENCENO DA-102

	DOMO	FONDO
Presión (Kg/cm ²)	1.240	1.630
Temperatura (°C)	95.000	155.000
Relación de reflujo		12.299

ESPECIFICACIONES.

1. Flujo de vapor en la etapa 1 es de 0.00
2. Fracción mol de etilbenceno en la etapa 1 es de 0.0078
3. Carga térmica en el rehervidor es de 1.237x10⁶ kcal/h

PRODUCTOS

Nombre de corriente	Destilado	Fondos
Temperatura (°C)	87.02	154.36
Presión (Kg/cm2)	1.24	1.63
Benceno (fracción mol)	0.4260	0.0000
Tolueno (fracción mol)	0.5632	0.0037
Etilbenceno (fracción mol)	0.0078	0.9171
Estireno (fracción mol)	0.0000	0.0792
α -metilestireno (fracción mol)	0.0000	0.0000
Agua (fracción mol)	0.0029	0.0000
Flujo total	19.1800	98.5800

CURVA DE CALENTAMIENTO DEL CONDENSADOR

Temperatura (°C)	Presión (Kg/cm2)	Flujo másico (Kg/h)		Carga térmica (Kcal/h)
		Líquido	vapor	
110.15	1.35	180.25	21774.84	0.0000
107.83	1.34	7663.51	14291.59	-6.761x10 ⁵
105.52	1.33	14057.71	7897.38	-1.263x10 ⁶
103.21	1.32	19044.02	2911.07	-1.730x10 ⁶
100.89	1.31	21062.62	892.47	-1.935x10 ⁶
98.58	1.29	21566.70	388.39	-2.004x10 ⁶
96.27	1.28	21753.21	201.88	-2.004x10 ⁶
93.95	1.27	21845.42	109.67	-2.075x10 ⁶
91.64	1.26	21898.72	56.37	-2.103x10 ⁶
89.33	1.25	21932.45	22.64	-2.130x10 ⁶
87.02	1.24	21955.09	0.00	-2.155x10 ⁶

CURVA DE CALENTAMIENTO DEL REHERVIDOR

Temperatura (°C)	Presión (Kg/cm ²)	Flujo másico (Kg/h)		Carga térmica (Kcal/h)
		líquido	vapor	
154.03	1.62	26025.76	0.00	0.0000
154.06	1.62	25948.88	76.89	6540.9760
154.10	1.62	24514.20	1511.56	1.205x10 ⁵
154.13	1.63	22927.74	3098.02	2.464x10 ⁵
154.16	1.63	21313.75	4712.02	3.746x10 ⁵
154.19	1.63	19635.72	6390.05	5.078x10 ⁵
154.23	1.63	17898.56	8127.20	6.457x10 ⁵
154.26	1.63	16107.86	9917.90	7.877x10 ⁵
154.29	1.63	14269.67	11756.10	9.336x10 ⁵
154.33	1.63	12393.9	13631.87	1.082x10 ⁶
154.36	1.63	10434.78	15590.99	1.237x10 ⁶

COLUMNA DE ESTIRENO/RESIDUOS DA-103

	DOMO	FONDO
Presión (Kg/cm ²)	0.070	0.240
Temperatura (°C)	66.000	107.000

ESPECIFICACIONES.

1. Flujo de vapor en la etapa 1 es de 0.00
2. Relación de reflujo es igual a 0.57
3. Fracción mol de estireno en la etapa 21 es de 0.80

PRODUCTOS

Nombre de corriente	Destilado	Fondos
Temperatura (°C)	63.61	101.20
Presión (Kg/cm ²)	0.07	0.24
Benceno (fracción mol)	0.0000	0.0000
Tolueno (fracción mol)	0.0000	0.0000
Etilbenceno (fracción mol)	0.0014	0.0000
Estireno (fracción mol)	0.9984	0.6696
α -metilestireno (fracción mol)	0.0002	0.3304
Agua (fracción mol)	0.0000	0.0000
Flujo total	178.4000	0.1900

CURVA DE CALENTAMIENTO DEL CONDENSADOR

Temperatura (°C)	Presión (Kg/cm ²)	Flujo másico (Kg/h)		Carga térmica (Kcal/h)
		líquido	vapor	
66.25	0.08	0.00	29172.42	0.0000
65.99	0.08	0.00	29172.42	-2483.8861
65.72	0.08	0.00	29172.42	-4966.1907
65.46	0.08	18912.09	10260.33	-1.730x10 ⁶
65.19	0.07	29172.42	0.00	-2.669x10 ⁶
64.93	0.07	29172.42	0.00	-2.672x10 ⁶
64.67	0.07	29172.42	0.00	-2.675x10 ⁶
64.40	0.07	29172.42	0.00	-2.678x10 ⁶
64.14	0.07	29172.42	0.00	-2.682x10 ⁶
63.87	0.07	29172.42	0.00	-2.685x10 ⁶
63.61	0.07	29172.42	0.00	-2.688x10 ⁶

CURVA DE CALENTAMIENTO DEL REHERVIDOR

Temperatura (°C)	Presión (Kg/cm ²)	Flujo másico (Kg/h)		Carga térmica (Kcal/h)
		líquido	vapor	
98.00	0.23	24704.38	10.95	0.0000
98.32	0.23	21177.26	3538.07	3.122x10 ⁶
98.64	0.23	18012.43	6702.90	5.924x10 ⁵
98.96	0.23	15142.37	9572.96	8.466x10 ⁵
99.28	0.24	12515.59	12199.74	1.079x10 ⁶
99.60	0.24	10090.79	14624.54	1.293x10 ⁶
99.92	0.24	7833.52	16881.81	1.493x10 ⁶
100.24	0.24	5719.99	18995.34	1.680x10 ⁶
100.56	0.24	3723.94	20991.39	1.857x10 ⁶
100.88	0.24	1830.79	22884.54	2.024x10 ⁶
101.20	0.24	20.94	24694.39	2.184x10 ⁶

COLUMNA BENCENO/TOLUENO DA-104

	DOMO	FONDO
Presión (Kg/cm ²)	1.270	1.730
Temperatura (°C)	60.000	129.000
Relación de reflujo		1.675

ESPECIFICACIONES.

1. Flujo de vapor en la etapa 1 es de 0.00
2. Fracción mol de tolueno en la etapa 50 es de 0.990
3. Fracción mol de benceno en la etapa 1 es de 0.992

PRODUCTOS

Nombre de corriente	Destilado	Fondos
Temperatura (°C)	57.83	128.85
Presión (Kg/cm ²)	1.27	1.73
Benceno (fracción mol)	0.9922	0.0004
Tolueno (fracción mol)	0.0007	0.9857
Etilbenceno (fracción mol)	0.0000	0.0137
Estireno (fracción mol)	0.0000	0.0001
α -metilestireno (fracción mol)	0.0000	0.0000
Agua (fracción mol)	0.0070	0.0000
Flujo total	8.2600	10.9100

CURVA DE CALENTAMIENTO DEL CONDENSADOR

Temperatura (°C)	Presión (Kg/cm ²)	Flujo másico (Kg/h)		Carga térmica (Kcal/h)
		líquido	vapor	
90.08	1.38	0.00	1715.36	0.0000
86.96	1.37	1595.11	120.25	-1.508x10 ⁵
83.84	1.36	1662.91	52.45	-1.595x10 ⁵
80.72	1.35	1685.84	29.52	-1.640x10 ⁵
77.60	1.34	1697.11	18.25	-1.674x10 ⁵
74.48	1.33	1715.36	0.00	-1.721x10 ⁵
71.36	1.31	1715.36	0.00	-1.745x10 ⁵
68.25	1.30	1715.36	0.00	-1.768x10 ⁵
62.13	1.29	1715.36	0.00	-1.791x10 ⁵
62.01	1.28	1715.36	0.00	-1.814x10 ⁵
58.89	1.27	1715.36	0.00	-1.837x10 ⁵

CURVA DE CALENTAMIENTO DEL REHERVIDOR

Temperatura (°C)	Presión (Kg/cm2)	Flujo másico (Kg/h)		Carga térmica (Kcal/h)
		líquido	vapor	
129.58	1.72	3322.86	0.00	0.0000
129.61	1.72	3049.08	273.78	2.312x10 ⁴
129.63	1.72	2775.32	547.54	4.625x10 ⁴
129.66	1.72	2514.67	808.19	6.826x10 ⁴
129.69	1.73	2261.69	1061.17	8.963x10 ⁴
129.72	1.73	2020.56	1302.30	1.100x10 ⁵
129.74	1.73	1791.61	1531.24	1.293x10 ⁵
129.77	1.73	1578.58	1744.28	1.473x10 ⁵
129.80	1.73	1376.88	1945.98	1.643x10 ⁵
129.83	1.73	1187.45	2135.40	1.803x10 ⁵
128.85	1.73	1009.64	2313.22	1.953x10 ⁵

TABLA 7.4. Dimensionamiento de los platos.

PARAMETROS	COLUMNA			
	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
Espaciamiento entre platos (mm)	760	508	762	457.2
Factor de espumamiento	1.0	1.0	1.0	1.0
Número de pasos de flujo	2	1	1	1
Inundamiento max. permisible (%)	82.0	82.0	82.0	82.0
Manual de diseño	Glitsch	Glitsch	Glitsch	Glitsch
Respaldo de bajante (% sobre el espacio entre platos)	85	40.0	60.0	40.0
Calda de presión máxima en platos (mm/líquido)	254.0	254.0	203.2	254.0
Carga máxima de represa (m ³ /h/m)	0.017	0.0186	0.0186	0.0186

COLUMNA

PARAMETROS	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
Tipo de platos	válvulas	válvulas	válvulas	válvulas
Eficiencia de plato Emv (%) [51]	75	75	75	80
Grosor de válvulas (mm)	1.524	1.524	1.524	1.524
Densidad de válvulas (Kg/m ³)	8169.41	8169.41	8169.41	8169.41
Grosor del plato (mm)	3.404	3.404	3.404	3.404
Altura de la represa (mm)	19.05	19.05	19.05	19.05
Claro de bajante (mm)	32.77	38.10	20.07	12.70
Area de orificios (%)	15.30	15.30	15.30	15.30
Tipo de bajante	vertical	vertical	vertical	vertical
Tipo de orificio	plano	plano	plano	plano
Tipo de represa	recta	recta	recta	recta

ESPECIFICACIONES DE DISEÑO.

COLUMNA

PARAMETROS	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
Capacidad de inundamiento	0.437	0.427	0.394	0.408
Inundamiento (%) [Glitsch]	81.72	67.73	80.55	53.54
[Koch]	64.39	68.01	59.97	55.30
[Nutter]	72.09	62.79	72.45	55.84
Caída de presión total por plato (mm/liquido)	125.14	90.15	107.721	55.537
Carga en la represa (m ³ /h/m)	22.95	26.51	15.131	5.651
Tiempo de residencia (s)	13.61	10.25	7.71	8.81
Velocidad de diseño de bajante (m ³ /s/m ²)	0.17	0.159	0.17	0.153
Velocidad actual en bajante (m/s)	0.056	0.050	0.099	0.052

PARAMETROS	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
Tiempo de residencia en bajante (s)	3.29	2.77	1.51	1.64
Respaldo en bajante (%)	24.15	27.02	19.56	18.60
Respaldo en bajante (mm/liquido)	183.54	137.28	149.04	85.05

DIMENSIONES DE COLUMNA

PARAMETROS	COLUMNA			
	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
Diámetro (m)	5.03	1.524	2.591	0.457
Area (m ²)	19.86	1.824	5.272	0.164
Area activa mínima (m ²)	18.25	1.508	5.204	0.148
Area promedio de bajante (m ²)	0.807	0.158	0.034	0.008
Longitud del paso de flujo (mm)	2197.10	1092.20	2463.80	368.30
Ancho del paso de flujo (mm)	4153.49	1380.98	2112.03	401.24
Longitud total de represa (m)	7.068	1.063	0.801	0.271
Altura de represa (mm)	19.05	19.05	19.05	19.05
Area de orificios (m ²)	2.792	0.231	0.796	0.023
Número aprox. de válvulas (3 pulg de base)	2.357	195	672	19

DIMENSIONES DE BAJANTE

PARAMETROS	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
Ancho (mm)	219.90	215.90	63.50	44.45
Longitud (m)	2.04	1.06	0.80	0.27
Area (m ²)	0.30	0.16	0.03	0.01
Claro (mm)	32.8	38.1	20.1	12.7

CAPITULO OCHO

MODIFICACION DEL DISEÑO ACTUAL

8.1. Razones para realizar una renovación en el proceso.

La realización de modificaciones a un proceso como es el de destilación de estireno, permite hacer uso de equipo que incrementa sustancialmente la capacidad de producción obteniendo el producto a la misma pureza y con menor consumo de energía por unidad producida.

Sistemas como propano-propileno, agua-metanol y el presente en estudio, han demostrado ser altamente demandantes de energía [2], principalmente debido a los altos requerimientos de pureza en los productos.

Actualmente mediante el empleo de la simulación de procesos por computadora se pueden evaluar los puntos donde se consume energía en exceso, el sobrediseño en los equipos, y donde finalmente se puede analizar el potencial de mejoramiento del proceso, incluyendo modificación de equipo existente, aumento en la capacidad, integración térmica de corrientes, instalación de sistemas de control avanzado, etc. Permitiendo el desarrollo de proyectos que cumplan con la demanda del producto petroquímico y tengan los beneficios económicos que se requieren para hacer viable el proyecto, (Ver Capítulo Nueve).

8.2 Evaluación del sobrediseño en el proceso actual

Para evaluar el sobrediseño que pudiera tener la sección de destilación del proceso actual, se incrementó el flujo másico de alimentación (corriente 1), y por medio del simulador se dimensionaron las columnas teniendo como variables fijas el diámetro, las composiciones de los productos, las etapas y la eficiencia y como variables manipulables la relación de reflujo y las cargas térmicas. En la tabla 8.1 se presentan los resultados obtenidos.

Tabla 8.1. Resultados en el aumento de carga de alimentación.

Aumento de carga (%) = 10

Alimentación (Kg/h) = 34 195

Producto clave ligero Producto clave pesado	COLUMNA			
	DA-101 etilbenceno estireno	DA-102 tolueno etilbenceno	DA-103 estireno α -metil estireno	DA-104 benceno tolueno
Fracción mol de CLD ¹	0.7409	0.5533	0.9983	0.9921
Fracción mol de CPD ²	0.0990	0.0078	0.0002	0.0004
Fracción mol de CLF ³	0.0015	0.0066	0.6696	0.0004
Fracción mol de CPF ⁴	0.9980	0.8761	0.3304	0.9856
Flujo de vapor por domo (Kgmol/h)	5.73	0.0	0.0	0.0
Flujo de destilado (Kgmol/h)	134.77	20.98	191.43	9.20
Flujo de fondos (Kgmol/h)	191.64	113.79	0.21	11.77
Eficiencia de plato	75	75	75	80
Relación de reflujo	8.55	11.82	0.5	1.8
Carga term.(rehervidor) [Kcal/h]*10 ⁻⁶	13.48	1.24	2.21	0.23
Carga term.(condensador) [Kcal/h]*10 ⁻⁶	-13.49	-2.28	-2.75	-0.21
Diámetro de columna (m)	4.95	1.50	2.55	0.45

Notas:

- 1.CLD.- Clave ligero en domos.
- 2.CPD.- Clave pesado en domos.
- 3.CLF.- Clave ligero en fondos.
- 4.CPF.- Clave pesado en fondos.

Aumento de carga (%) = 20

Alimentación (Kg/h) = 37304.18

Producto clave ligero	COLUMNA			
	DA-101 etilbenceno	DA-102 tolueno	DA-103 estireno	DA-104 benceno
Producto clave pesado	estireno	etilbenceno	α -metil estireno	tolueno
Fracción mol de CLD ¹	0.6852	0.5371	0.9984	0.9908
Fracción mol de CPD ²	0.1656	0.0078	0.0002	0.0000
Fracción mol de CLF ³	0.0014	0.0110	0.6696	0.0531
Fracción mol de CPF ⁴	0.9980	0.7963	0.3304	0.9331
Flujo de vapor por domo (Kgmol/h)	5.86	0.0	0.0	0.0
Flujo de destilado (Kgmol/h)	159.38	22.45	196.87	9.53
Flujo de fondos (Kgmol/h)	197.09	136.93	0.22	12.92
Eficiencia de plato	75	75	75	80
Relación de reflujo	7.00	11.83	0.46	1.66
Carga term.(rehervidor) [Kcal/h]*10 ⁻⁶	13.32	1.24	2.20	0.23
Carga term.(condensador) [Kcal/h]*10 ⁻⁶	-13.33	-2.47	-2.76	-0.22
Diámetro de columna (m)	4.95	1.50	2.55	0.45

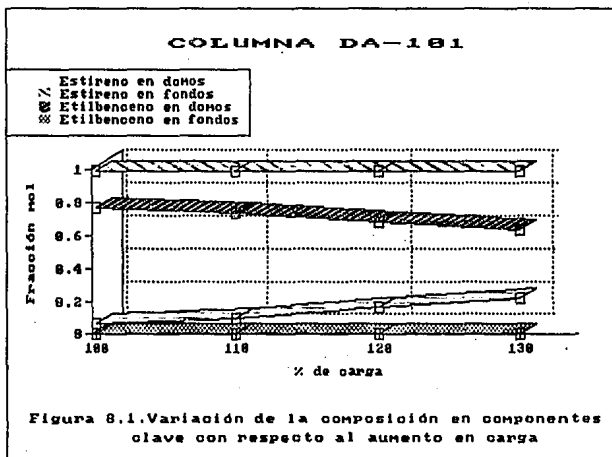
Aumento de carga (%) = 30

Alimentación (Kg/h) = 40412.87

Producto clave ligero	COLUMNA			
	DA-101 etilbenceno	DA-102 tolueno	DA-103 estireno	DA-104 benceno
Producto clave pesado	estireno	etilbenceno	α -metil estireno	tolueno
Fracción mol de CLD ¹	0.6402	***	0.9984	***
Fracción mol de CPD ²	0.2195		0.0002	
Fracción mol de CLF ³	0.0014		0.6696	
Fracción mol de CPF ⁴	0.9980		0.3304	
Flujo de vapor por domo (Kgmol/h)	0.5.99		0.0	
Flujo de destilado (Kgmol/h)	185.19		201.11	
Flujo de fondos (Kgmol/h)	201.35		0.23	

Eficiencia de plato	75		75	
Relación de reflujo	6.00		0.42	
	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
Carga term.(rehervidor)	13.47		2.17	
[Kcal/h]*10 ⁻⁶				
Carga term.(condensador)	-13.53		-2.74	
[Kcal/h]*10 ⁻⁶				
Díámetro de columna (m)	4.95		2.55	

*** Estas columnas no converjen con las especificaciones dadas.



COLUMNA DA-181

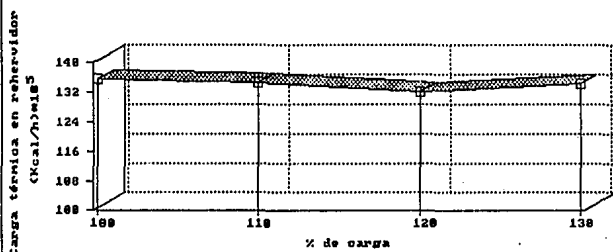


Figura 8.2. Variación de carga térmica vs % de carga

COLUMNA DA-181

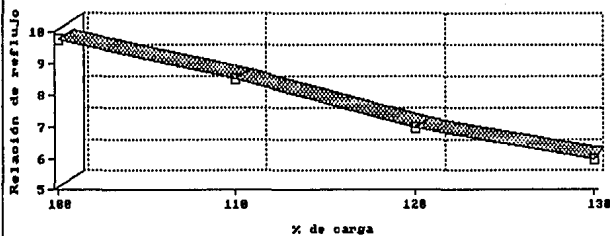


Figura 8.3. Variación de la relación de reflujo vs % de carga

COLUMNA DA-162

- Tolueno en domos
- ▨ Tolueno en fondos
- ▤ Etilbenceno en domos
- ▥ Etilbenceno en fondos

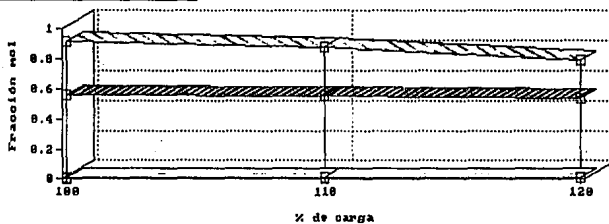


Figura 8.4. Variación de la composición en componentes clave con respecto al aumento de carga

COLUMNA DA-162

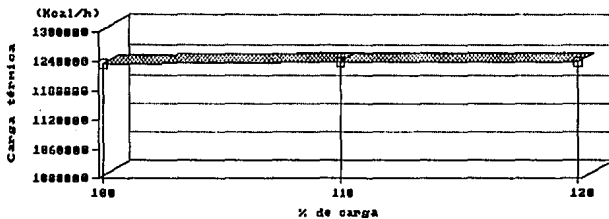


Figura 8.5. Variación de la carga térmica en el reservidor vs % de carga

COLUMNA DA-192

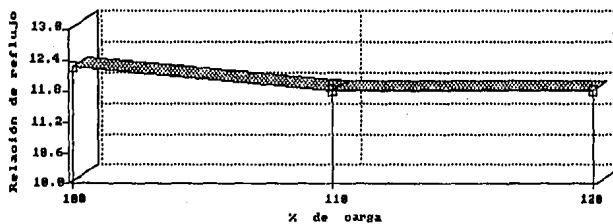


Figura 8.6. Variación de la relación de reflujo vs % de carga

COLUMNA DA-193

- Estireno en domos
- ⊗ Estireno en fondos
- ▨ α-metil estireno en domos
- ⊗ α-metil estireno en fondos

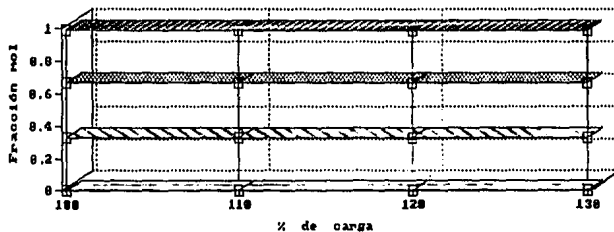


Figura 8.7. Variación en la composición en componentes clave con respecto al aumento de carga

COLUMNA DA-183

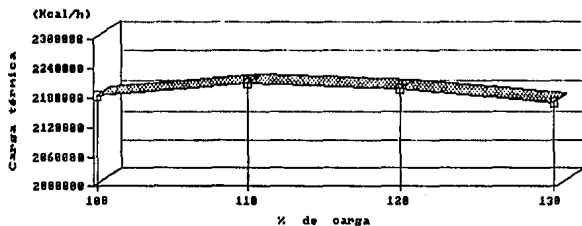


Figura 8.8. Variación de la carga térmica en el rehervidor vs % de carga

COLUMNA DA-183

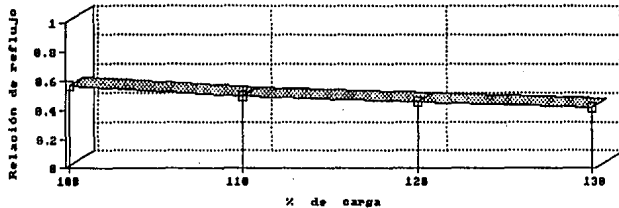


Figura 8.9. Variación de la relación de refiujo vs % de carga

COLUMNA DA-184

- Benceno en domos
- Benceno en fondos
- Tolueno en domos
- Tolueno en fondos

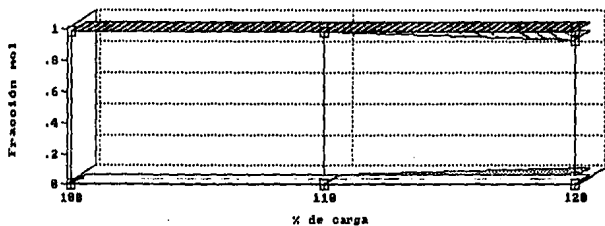


Figura 8.10. Variación de la composición en componentes claves con respecto al aumento de carga

COLUMNA DA-184

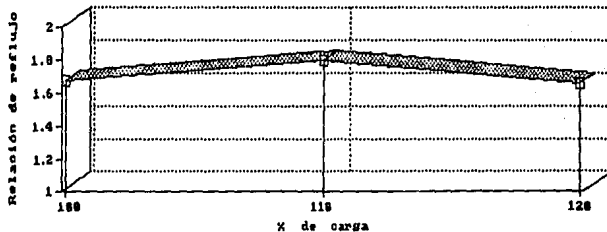


Figura 8.11. Variación de la relación de reflujo vs % de carga

COLUMNA DA-164

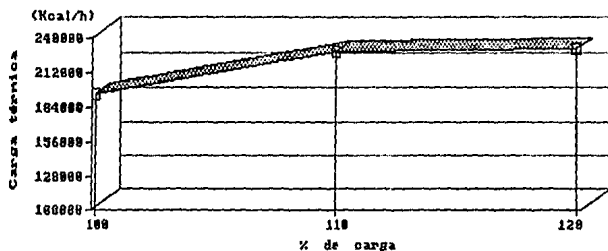


Figura 8.12. Variación de la carga térmica en el rehervidor vs % de carga

8.3. Metodología para la modificación del diseño actual empleando empaques estructurados.

Los empaques estructurados aumentan la eficiencia de la columna, que expresada como HETP permite incrementar el número de etapas teóricas en las columnas actuales, esto da la flexibilidad de aumentar la carga de alimentación y obtener la composición de los productos deseada.

Metodo de cálculo

a) Usar un HETP recomendado para el sistema y tipo de empaque específico.

En la Tabla 8.2 se presentan datos de HETP obtenidos en planta piloto los cuales pueden escalarse para emplearlos en el proceso real. Los criterios de escalamiento son:

- No muestran efecto en cuanto al diámetro, excepto el empaque Hyperfil que muestra un incremento en el HETP a medida que aumenta el diámetro de columna.

- Con respecto a las cargas de líquido y vapor el HETP aumenta conforme las cargas aumentan, la mayor influencia la tienen las cargas de líquido, por lo que se recomienda hacer pruebas en un amplio rango de cargas de líquido considerado del mínimo al máximo porcentaje de operación.

- A mayor presión menor HETP.

Cuando no se cuente con valores experimentales de HETP es necesario obtenerlos haciendo pruebas en planta piloto, usualmente el fabricante de empaques ofrece este servicio.

b) Calcular el número de etapas teóricas

$$n = H_e/HETP \quad \text{y} \quad H_e = H_T - (H_T \cdot 2/10)$$

donde H_e = altura de empaque, calculada como la altura total de la columna real menos la altura ocupada por los distribuidores. El criterio es colocar un distribuidor cada 3.0 m del altura, y la altura de un distribuidor es de 0.61 m aproximadamente [2].

H_T = altura real de la columna

c) Realizar el balance de materia y energía del tren de destilación (por medio del simulador de proceso para un cálculo riguroso).

d) Identificar la etapa de alimentación en cada columna para determinar la sección de domo (arriba de la alimentación) y sección de fondo (abajo de la alimentación).

e) Seleccionar las etapas de máximo flujo volumétrico de vapor en la sección de domo y de fondo, por ser el determinante en el cálculo del diámetro de la columna.

f) Listar los flujos y propiedades de las etapas seleccionadas, obtenidos del balance riguroso.

- g) Aplicar el método de Bravo-Fair (sección 6.1) para calcular el HETP. Comparar este valor con el recomendado usado inicialmente.
- h) Cálculo del diámetro de la columna usando la interpolación GPDC para determinar el punto de inundamiento (Sección 6.2.2).

Realizar la secuencia siguiente para las secciones de domo y fondo:

G , kg/h m ²	flujo másico/ A_T del balance
L , kg/h m ²	flujo másico/ A_T del balance
ρ_G , kg/m ³	del balance de materia
ρ_L , kg/m ³	del balance de materia
F_{IV}	Ec. 6.28
Parámetro de capacidad	Gráficas 6.1, 6.2 y 6.3
μ_L , cP	del balance de materia
ν , cS	μ_L/ρ_L
F_p , m ⁻¹	Gráficas 6.1, 6.2 y 6.3
C_s, F_I	Ecuación 6.29
% de inundamiento	75 (sección 6.3)
C_s , diseño m/s	$0.75 \cdot C_s, F_I$
$[\rho_G/(\rho_L - \rho_G)]^{1/2}$	
u_s , m/s	Ec. 6.30
Flujo, m ³ /s	del balance de materia
A_T , m ²	m ³ /s / u_s
D_T , m	$[4 \cdot A_T/\pi]^{1/2}$

Tabla 8.2 Valores reportados de HETP para el sistema estireno-etilbenceno [10]

Empaque	Diámetro de columna, m	Altura empaque, m	Presión Kg/cm ²	HETP, m	Reportados por:
Sulzer BX	0.508	1.98	0.136	0.183	BASF
Sulzer BX	0.508	1.98	0.068	0.196	BASF
Gempack 4A	----	4.57	0.068	0.254	Glitsch
Gempack 2A	----	4.57	0.068	0.343	Glitsch
Gempack 2A	3.96	39	0.162	0.432	Glitsch
Intalox 2T	0.381	2.90	0.068	0.381	Norton

Se evaluó la sustitución de los internos actuales por tres tipos de empaques estructurados: Sulzer, Norton y Flexipack, y aumentando la capacidad de producción a 30, 40 y 50 %, obteniéndose los resultados presentados en las tablas 8.3 a 8.11.

8.3.1 Resultados de la modificación empleando empaques estructurados Koch

Sulzer BX

Constantes del empaque (tabla 4.1):

altura, h (m)	0.006
base, b (m)	0.013
lado, s (m)	0.009
área específica, a (m ² /m ³)	500
diámetro equivalente, (m)	0.1076
fracción vacía	0.90
ángulo	60
Per. disp. p, m/m ²	598.43
% de Inundamiento	75
HETP propuesta (tabla 8.2), (m)	0.1524

Tabla 8.3 Modificación empleando empaques estructurados Koch Sulzer BX

Aumento de carga (%) = 30
Alimentación (Kg/h) = 40,412.27

	COLUMNA			
	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
Características hidráulicas				
Etapas teóricas	294	130	92	136
Etapas de alimentación	127	75	50	83
Diámetro real, (m)	5.029	1.4	2.59	0.457
Altura real, (m)	55.6	1.4	2.59	0.457
Resultados				
Fracción mol de CLD ¹	0.8213	0.2768	0.9982	0.9916
Fracción mol de CLD ²	0.0002	0.0000	0.0002	0.0000
Fracción mol de CLD ³	0.0015	0.0831	0.6695	0.0118
Fracción mol de CLD ⁴	0.9979	0.9100	0.3304	0.9882
Flujo de vapor por domo (Kgmol/h)	6.05	---	---	---
Flujo de destilado (Kgmol/h)	143.97	14.03	242.31	10.10
Relación de reflujo	242.49	129.94	0.18	3.93
Carga rehedidor, Kcal/h (10 ⁻⁶)	8.5	11.5	0.15	1.48
Carga condensador, Kcal/h (10 ⁻⁶)	1.44	0.375	1.97	0.219
Pendiente curva de equilibrio, m	10.036	2.07	0.9	1.36
Etapas sección de domo	126	8	2	3
Etapas sección de fondo	293	75	50	93

	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
	sección de domo-sección de fondo			
Presión, Kg/cm ²	0.3-0.6	1.4-1.5	0.1-0.2	1.4-1.6
Temperatura, °C	103.2-124.5	117.1-144.6	64.3-84.8	664.3-84.8
Kg/h de vapor	162679-170061	17000-17890	2902427218	2145-2146
Flujo vapor, Kg/hm ²	8191-8561	11011-11587	5506-5183	13065-13073
Peso molecular de vapor	104.39-104.16	90.08-101.51	104.16-104.16	77.02-79.31
m ³ /h de vapor	143300-91256	396.51-3941.92	110400-48705	591-507
Velocidad sup. de vapor, m/s	2.0-1.28	0.079-0.071	5.82-2.57	1.00-0.86
Flujo de vapor, Kmol/h	1559-1633	189-176	279-261	27.53-27.06
Difusividad de vapor, m ² /s	4.9E-5-2.7E-5	1.1E-5-1.1E-5	1.2E-4-8.7E-5	9.8E-6-9.0E-9
Densidad de vapor, Kg/m ³	1.135-1.864	3.867-4.538	0.263-0.559	3.63-4.23
Viscosidad de vapor, cp	0.0074-0.0079	0.00859-0.00854	0.0066-0.0070	0.0087-0.0088
Kg/h de líquido	147813-195349	15438-17755	3735-22113	1363-2714
Flujo de líquido, Kg/hm ²	7431-9834	9999-11499	708-4194	8299-16531
Flujo de líquido Kmol/h	1409-1875	176-171	35.86-212.30	17.45-33.51
Velocidad sup. de líquido, m/s	0.0025-0.0034	0.0035-0.0043	2.1E-4-13.7E-4	0.0029-0.0058
Difusividad de líquido, m ² /s	5.2E-9-6.2E-9	7.1E-9-9.5E-9	3.2E-9-4.1E-9	5.5E-9-6.2E-9
Peso molecular de líquido	104.73-104.16	87.84-104.03	104.16-104.16	78.11-81.00
m ³ /h de líquido	180.65-240.87	19.712-23.650	4.316-28.091	1.70-3.43
Densidad de líquido, Kg/m ³	817.13-811.69	783.17-750.74	865.32-847.52	801.6-790.8
Viscosidad de líquido, cp	0.2977-0.2622	0.2435-0.1955	0.45552-0.37495	0.2803-0.255
tensión superficial, dina/cm	21.62-20.33	18.218-15.767	26.351-24.350	19.52-18.51

RESULTADOS METODO FAIR-BRAVO

Flujo de líquido F , Kg/m s	0.0035-0.0048	0.0046-0.0053	3.29E-4-1.95E-3	3.85E-3-7.88E-3
Vel. efectiva de líquido, $u_{l\text{ eff}}$, m/s	0.0123-0.0173	0.19-0.24	9.17E-4-6.00E-3	0.014-0.030
Vel. efectiva de vapor, $u_{v\text{ eff}}$, m/s	2.75-1.75	1.09-0.87	8.0-3.5	1.37-1.18
Número de Reynolds, Re_G	3798-3732	4462-4758	2856-2518	5193-5172
Número de Schmidt, Sc_G	0.134-0.158	0.20-0.16	0.208-0.188	0.244-0.232
Número de Sherwood Sh_G	12.64-13.18	16.42-16.09	11.64-100.18	19.82-18.44
Coefficiente de transf. gas $K_{G\text{ m/s}}$	0.0689-0.0396	0.0204-0.020	0.157-0.076	0.22-0.020
Altura unidad de transf. $H_{G\text{ m}}$	0.069-0.066	0.079-0.069	0.075-0.069	0.094-0.089
Coefficiente de transf. líq. $K_l\text{ m/s}$	9.54E-5-1.24E-4	1.37E-4-1.82E-4	2.03E-5-5.91E-5	1.06E-4-1.6E-4
Altura unidad de transf. $H_l\text{ m}$	0.053-0.055	0.0524-0.0475	0.023-0.047	0.058-0.072
$\lambda = \text{m G/L}$	1.15-0.90	2.22-2.14	6.99-1.11	2.15-1.10
HTU, m	0.122-0.1158	0.195-0.171	0.23-0.12	0.21-0.17
HETP, m	0.1128-0.1219	0.127-0.113	0.079-0.116	0.141-0.162

CALCULO DEL DIAMETRO POR EL METODO DE INTERPOLACION GPDC PARA DETERMINAR EL PUNTO DE INUNDAMIENTO (Sección 8.1)

F_{IV}	51.012-50.872	0.064-0.077	0.002-0.021	0.043-0.092
Parámetro de capacidad	1.6-1.5	1.38-1.38	2.1-1.55	1.5-1.3
viscosidad ν , cS	0.364-0.323	0.311-0.260	0.528-0.442	0.350-0.323
F_D , m^{-1}	68.6-68.9	68.6-68.9	68.6-68.9	68.6-63.9
$C_{R\text{ F}_I}$, m/s	0.112-0.106	0.097-0.097	0.144-0.107	0.105-0.091
C_R de diseño, m/s	0.084-0.079	0.073-0.073	0.355-0.264	0.079-0.069
$[P_G/(\rho_L \cdot P_G)]^{1/2}$	0.037-0.048	0.070-0.078	0.017-0.026	0.067-0.073
$u_{R\text{ m/s}}$	2.251-1.650	1.036-0.931	6.204-3.135	1.169-0.936
Flujo, m^3/s	39.806-25.349	1.221-1.095	30.687-13.529	0.164-0.141
A_T , m^2	17.648-15.360	1.179-1.177	4.943-4.315	0.140-0.151
D_T , m	4.75-4.42	1.225-1.224	2.509-2.344	0.423-0.438

Tabla 8.4 Modificación empleando empaques estructurados Koch Sulzer BX

Aumento de carga (%) = 40

Alimentación (Kg/h) = 43,520.91

Resultados	COLUMNA			
	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
Fracción mol de CLD ¹	0.8207	0.2698	0.9983	0.9912
Fracción mol de CLD ²	0.0002	0.0000	0.0002	0.0000
Fracción mol de CLD ³	0.0015	0.0838	0.6695	0.0118
Fracción mol de CLD ⁴	0.998	0.9100	0.3305	0.9882
Flujo de vapor por domo (Kgmol/h)	6.2	----	----	----
Flujo de destilado (Kgmol/h)	155.38	15.26	260.93	11.09
Flujo de fondo (Kgmol/h)	261.13	140.12	0.20	4.17
Relación de reflujo	8.5	11.5	0.15	1.48
Carga rehedidor, Kcal/h (10^{-6})	1.56	0.0423		0.0242

	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
Etapa sección de domo	115	4	2	3
Etapa sección de fondo	293	75	50	94
Carga condensador, Kcal/h (10^{-6})	-1.56	-0.1644		-0.0235

	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
	sección de domo-sección de fondo			
Presión, Kg/cm ²	0.3-0.6	1.4-1.5	0.1-0.2	1.4-1.5
Temperatura, °C	101.6-124.5	107.8-144.5	64.3-84.8	90.1-93.1
Kg/h de vapor	176290-183653	17880-19517	31255-29306	2363-2597
Flujo vapor, Kg/hm ²	8874-8245	11580-12641	5929-5559	14394-15818
Peso molecular de vapor	104.42-104.16	85.52-101.45	104.16-104.16	77.91-79.48
m ³ /h de vapor	162400-98550	4794-4302	118900-52441	651-612
Velocidad sup. de vapor, m/s	2.27-1.38	0.8626-0.7742	6.26-2.76	1.1-1.04
Flujo de vapor, Km ³ /h	1689-1763	209.07-192.38	300.07-189.06	30.33-32.67
Difusividad de vapor, m ² /s	4.58E-5-2.27E-5	1.0E-5-1.2E-5	1.2E-4-6.7E-5	9.8E-6-9.3E-9
Densidad de vapor, Kg/m ³	1.085-1.864	3.730-4.537	0.263-0.559	3.63-4.24
Viscosidad de vapor, cp	0.0074-0.0079	0.00352-0.00854	0.0066-0.0070	0.0087-0.0089
Kg/h de líquido	147613-195394	16845-19367	4019-23810	1504-2982
Flujo de líquido, Kg/hm ²	8051-10616	10910-12544	762-4517	9161-18165
Flujo de líquido Km ³ /h	1526-2025	192-186	38.58-228.60	19.25-36.86
Velocidad sup. de líquido, m/s	0.0027-0.0036	0.0039-0.0046	2.4E-4-14.9E-4	0.0032-0.0095
Difusividad de líquido, m ² /s	5.1E-9-6.2E-9	6.9E-9-9.5E-9	3.1E-9-4.1E-9	5.5E-9-6.1E-9
Peso molecular de líquido	104.78-104.16	87.73-104	104.16-104.16	78.11-81
m ³ /h de líquido	195.58-259.81	21.11-25.79	4.644-28.095	1.9-3.77
Densidad de líquido, Kg/m ³	817.78-811.69	783.45-750.82	865.32-847.52	801.6-790.7
Viscosidad de líquido, cp	0.3008-0.2622	0.2439-0.1956	0.46134-37495	0.2803-0.255
Tensión superficial, dina/cm	21.73-20.33	18.238-15.773	26.477-24.350	19.52-18.53

RESULTADOS METODO FAIR-BRAVO

Flujo de líquido F, Kg/m s	0.0037-0.0049	0.0551-0.0058	3.54E-4-4.3E-4	4.26E-3-8.44E-3
Vel. efectiva de líquido., u _{l, eff} , m/s	0.0132-0.0187	0.020-0.027	9.81E-46.52E-3	0.016-0.033
Vel. efectiva de vapor., u _{v, eff} , m/s	3.12-1.89	1.19-1.06	8.6-3.8	1.51-1.42
Número de Reynolds, Re _G	4136-4030	4732-5193	3090-2712	5720-6244
Número de Schmidt, Sc _G	0.140-0.158	0.21-0.16	0.207-0.188	0.244-0.225
Número de Sherwood Sh _G	13.75-14.02	17.62-17.25	12.38-10.80	21.42-22.35
Coefficiente de transf. gas K _G , m/s	0.0714-0.042	0.021-0.023	0.17-0.081	0.023-0.023
Altura unidad de transf. H _G , m	0.062-0.067	0.084-0.070	0.076-0.070	0.095-0.091
Coefficiente de transf. liq. K _L , m/s	9.81E-5-4.23E-4	1.42E-4-1.9E-4	2.09E-5-6.16E-5	1.11E-4-1.7E-4
Altura unidad de transf. H _L , m	0.0566-0.057	0.055-0.050	0.024-0.049	0.058-0.077
λ = m G/L	1.15-0.9	2.25-2.14	7.0-1.11	2.14-1.21
HTU, m	0.128-0.1189	0.21-0.18	0.24-0.14	0.22-0.18
HETP, m	0.119-0.1250	0.14-0.12	0.08-0.12	0.146-0.168

CALCULO DEL DIAMETRO POR EL METODO DE INTERPOLACION GPDC PARA DETERMINAR EL PUNTO DE INUNDAMIENTO (Sección 8.1)

F _{IV}	0.033-0.055	0.065-0.077	0.002-0.021	0.043-0.094
Parámetro de capacidad	1.6-1.5	1.39-1.36	2.1-1.55	1.5-1.4
viscosidad v, cS	0.368-0.323	0.311-0.260	0.533-0.442	0.350-0.323
F _N , m ⁻¹	68.6-68.9	68.6-68.9	68.6-68.9	68.6-68.9

$C_{R,FI}$, m/s	0.113-0.106	0.098-0.097	0.144-0.107	0.105-0.099
C_R de diseño, m/s	0.064-0.079	0.074-0.073	0.355-0.264	0.078-0.074
$[\rho_G/(\rho_L - \rho_G)]^{1/2}$	0.036-0.048	0.069-0.078	0.017-0.026	0.067-0.073
u_{R1} , m/s	2.317-1.850	1.063-0.931	6.200-3.135	1.169-1.006
Flujo, m^3/s	45.111-27.375	1.332-1.195	33.028-14.567	0.181-0.170
A_T , m^2	19.474-16.567	1.253-1.284	5.327-4.647	0.155-0.169
D_T , m	4.98-4.6	1.263-1.279	2.6-2.4	0.444-0.464

Tabla 8.5 Modificación empleando empaques estructurados Koch Sulzer BX

Aumento de carga (%) = 50

Alimentación (Kg/h) = 46,629.54

COLUMNNA

	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
Resultados				
Fracción mol de CLD ¹	0.8202	0.2630	0.9983	0.9909
Fracción mol de CLD ²	0.0001	0.0000	0.0002	0.0000
Fracción mol de CLD ³	0.0015	0.0846	0.6695	0.0117
Fracción mol de CLD ⁴	0.9980	0.9100	0.3305	0.9883
Flujo de vapor por domo (Kgmol/h)	6.35	----	----	----
Flujo de destilado (Kgmol/h)	166.76	16.46	279.59	11.09
Flujo de fondo (Kgmol/h)	279.80	150.29	0.21	4.17
Relación de reflujo	8.5	11.5	0.15	1.20
Carga rehedidor, Kcal/h (10^{-6})	1.67	0.0470	0.2274	0.0236
Carga condensador, Kcal/h (10^{-6})	-1.68	-0.1781	0.3063	-0.0228
Pendiente curva de equilibrio, m	1.036	2.07	0.9	1.36
Etapa sección de domo	126	9	2	3
Etapa sección de fondo	293	75	50	94

	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
	sección de domo-sección de fondo			
Presión, Kg/cm ²	0.3-0.6	1.4-1.5	0.1-0.2	1.4-1.6
Temperatura, °C	103.2-124.5	117.7-144.4	64.3-84.8	90.1-100.6
Kg/h de vapor	188665-197302	20161-21130	33490-31407	2270-2531
Flujo vapor, Kg/hm ²	9487-9932	13058-13686	6353-5957	13829-15418
Peso molecular de vapor	104.39-104.16	90.34-101.40	104.16-104.16	77.89-79.60
m^3/h de vapor	166100-105800	5197-4659	127400-56189	651-612
Velocidad sup. de vapor, m/s	2.32-1.48	0.9357-0.8362	6 71-2.96	1.10-1.01
Flujo de vapor, Kmol/h	1807-1894	223.17-208.38	321.53-301.52	29.15-31.80
Difusividad de vapor, m ² /s	4.9E-5-2.7E-5	1.1E-5-1.2E-5	* 2E-4-6.7E-5	9.8E-6-9.0E-6
Densidad de vapor, Kg/m ³	1.135-1.864	3.88-4.535	0.263-0.559	3.63-4.26
Viscosidad de vapor, cp	0.0074-0.0079	0.00847-0.00654	0.0066-0.0070	0.0087-0.0089
Kg/h de líquido	171273-226402	18866-20966	4309-25510	1334-2938
Flujo de líquido, Kg/hm ²	8622-11401	12219-13579	1301-1220	8129-17886
Flujo de líquido Kmol/h	1635-2174	207-202	41.37-244.91	17.09-36.21
Velocidad sup. de líquido, m/s	0.0029-0.0039	0.0044-0.0050	2.7E-4-15.8E-4	0.0028-0.0063
Difusividad de líquido, m ² /s	5.2E-9-6.2E-9	7.4E-9-9.2E-9	3.1E-9-4.1E-9	5.5E-9-6.3E-9
Peso molecular de líquido	104.74-104.16	91.25-103.97	104.16-104.16	78.11-81.00

	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
m^3/h de líquido	209.63-279.02	24.40-27.92	4.98-30.099	1.67-3.72
Densidad de líquido, Kg/m^3	817.03-811.69	773.17-750.89	865.32-847.52	801.6-790.4
Viscosidad de líquido, cp	0.2976-0.2622	0.2275-0.1955	0.46135-0.37495	0.2804-0.255
Tensión superficial, dina/cm	21.61-20.33	17.466-15.778	26.477-24.350	19.52-18.50

RESULTADOS METODO FAIR-BRAVO

Flujo de líquido F, Kg/m^s	0.0040-0.0053	0.0057-0.0063	3.79E-4-2.25E-3	3.78E-3-8.30E-3
Vel. efectiva de líquido, $u_{l, eff}$, m/s	0.0142-0.0201	0.024-0.029	1.05E-3-6.98E-3	0.014-0.033
Vel. efectiva de vapor, $u_{v, eff}$, m/s	3.19-2.03	1.28-1.15	9.22-4.1	1.45-1.39
Número de Reynolds, Re_G	4402-4327	5373-5620	3311-2906	5492-6106
Número de Schmidt, Sc_G	0.134-0.158	0.20-0.16	0.207-0.188	0.244-0.230
Número de Sherwood Sh_G	14.22-14.82	18.93-18.39	13.09-11.42	20.74-22.15
Coefficiente de transf. gas K_G , m/s	0.0774-0.044	0.024-0.024	0.18-0.085	0.022-0.021
Altura unidad de transf. $H_{G, m}$	0.061-0.069	0.081-0.071	0.077-0.071	0.095-0.092
Coefficiente de transf. líq. K_L , m/s	1.03E-5-1.34E-4	1.56E-4-1.95E-4	2.16E-5-6.37E-5	1.05E-4-1.7E-4
Altura unidad de transf. $H_{L, m}$	0.058-0.059	0.056-0.052	0.025-0.051	0.055-0.075
$\lambda = m G/L$	1.15-0.90	2.23-2.14	7.0-1.11	2.32-1.19
HTU, m	0.128-0.122	0.21-0.18	0.25-0.13	0.22-0.16
HETP, m	0.119-0.128	0.13-0.12	0.08-0.12	0.141-0.165

CALCULO DEL DIAMETRO POR EL METODO DE INTERPOLACION GPDC PARA DETERMINAR EL PUNTO DE INUNDAMIENTO (Sección 8.1)

F_{IV}	0.034-0.055	0.066-0.077	0.002-0.021	0.040-0.085
Parámetro de capacidad	1.6-1.5	1.40-1.36	2.1-1.55	1.55-1.35
viscosidad ν , cS	0.364-0.323	0.294-0.260	0.533-0.442	0.350-0.322
F_n , m^{-1}	68.6-68.9	68.6-68.9	68.6-68.9	68.6-68.9
C_R , m/s	0.112-0.106	0.099-0.097	0.144-0.107	0.109-0.095
C_R de diseño, m/s	0.084-0.079	0.074-0.073	0.108-0.081	0.081-0.071
$(\rho_G/(\rho_L - \rho_G))^{1/2}$	0.037-0.048	0.071-0.078	0.017-0.026	0.067-0.074
u_{R1} , m/s	2.251-1.650	1.046-0.931	6.200-3.135	1.208-0.968
Flujo, m^3/s	46.139-29.389	1.444-1.294	35.389-15.611	0.174-0.168
A_T , m^2	200.498-17.807	1.381-1.390	5.708-4.979	0.144-0.171
D_T , m	5.11-4.76	1.33-1.33	2.7-2.5	0.428-0.467

8.3.2 Resultados de la modificación empleando empaques estructurados Norton

Intalox 2T

Constantes del empaque (tabla 4.1):

altura, h (m)	0.0104
base, b (m)	0.03886
lado, s (m)	0.02235
área específica, a (m^2/m^3)	219.82
diámetro equivalente, (in)	0.353
fracción vacía	0.97
ángulo	45
Per. disp. p, m/m^2	317
Factor de empaque F_p , m^{-1}	55.77
% de Inundamiento	75
HETP propuesto (tabla 8.2), m	0.154

Los valores de composiciones, flujos, propiedades fisicoquímicas y dimensiones reales de la columna son constantes para cada aumento de carga, lo que varía al cambiar el tipo de empaque son los resultados del método de Bravo-Fair, para cálculo del HETP y el cálculo del diámetro de la columna.

Tabla 8.6 Modificación empleando empaques estructurados Norton Intalox 2T

Aumento de carga (%) = 30

Alimentación (Kg/h) = 40,412.27

RESULTADOS METODO FAIR-BRAVO

	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
Flujo de líquido F, Kg/m s	0.0065-0.0066	0.088-0.0010	6.21E-4-3.68E-3	7.28E-3-0.145E-3
Vel. efectiva de líquido, $u_{L,eff}$, m/s	0.0231-0.0328	0.035-0.046	0.0017-0.0114	0.027-0.056
Vel. efectiva de vapor, $u_{V,eff}$, m/s	3.18-2.03	1.26-1.13	9.23-4.07	1.71-1.47
Número de Reynolds, Re_G	4402-4340	5212-5586	3301-2914	6456-6411

Número de Schmidt, Sc_G	0.134-0.158	0.20-0.16	0.208-0.188	0.244-0.232
Número de Sherwood Sh_G	14.22-14.87	18.59-18.29	13.08-11.44	23.60-23.09
Coefficiente de transf. gas K_G , m/s	0.077-0.045	0.0231-0.0239	0.176-0.086	0.0258-0.0232
Altura unidad de transf. H_G , m	0.118-0.130	0.156-0.135	0.150-0.1136	0.079-0.075
Coefficiente de transf. liq. K_L , m/s	8.3E-5-1.1E-4	1.19E-4-1.58E-4	1.76E-5-5.15E-5	10.6E-5-16.3E-5
Altura unidad de transf. H_L , m	0.1392-0.1423	0.1353-0.1228	0.059-0.122	0.055-0.072
HTU, m	0.277-0.259	0.457-0.396	0.560-0.271	0.198-0.155
HETP, m	0.259-0.271	0.298-0.265	0.136-0.259	0.131-0.146

CÁLCULO DEL DIAMETRO POR EL MÉTODO DE INTERPOLACION GPDC PARA DETERMINAR EL PUNTO DE INUNDAMIENTO (Sección 8.1)

F_{IV}	0.034-0.55	0.064-0.077	0.002-0.021	0.043-0.092
Parámetro de capacidad	1.75-1.55	1.55-1.45	2.1-1.55	1.65-1.4
C_{S,F_I} , m/s	0.136-0.121	0.121-0.115	0.148-0.11	0.129-0.11
C_S de diseño, m/s	0.102-0.091	0.191-0.086	0.111-0.083	0.096-0.082
u_S , m/s	2.736-1.895	1.293-1.103	6.373-3.217	1.429-1.120
At , m ²	14.547-13.374	0.944-0.993	4.812-4.205	0.115-0.126
D_T , m	4.3-4.13	1.096-1.124	2.475-2.314	0.382-0.400

Tabla 8.7 Modificación empleando empaques estructurados Norton Intalox 2T

Aumento de carga (%) = 40

Alimentación (Kg/h) = 43,520.91

RESULTADOS METODO FAIR-BRAVO

Flujo de líquido F , Kg/m s	0.0071-0.0093	0.0096-0.0110	6.68E-4-3.96E-3	8.04E-3-15.9E-3
Vel. efectiva de líquido, $u_{L,eff}$, m/s	0.0249-0.0353	0.038-0.050	0.0019-0.0122	0.030-0.062
Vel. efectiva de vapor, $u_{V,eff}$, m/s	3.60-2.19	1.37-1.23	9.94-4.39	1.75-1.64
Número de Reynolds, Re_G	4793-4687	5527-6095	3572-3137	6655-7320
Número de Schmidt, Sc_G	0.140-0.158	0.21-0.16	0.207-0.188	0.244-0.225
Número de Sherwood Sh_G	15.47-15.82	19.95-19.61	13.91-12.14	24.18-25.39
Coefficiente de transf. gas K_G , m/s	0.084-0.047	0.024-0.026	0.187-0.091	0.026-0.026
Altura unidad de transf. H_G , m	0.124-0.132	0.165-0.137	0.152-0.139	0.189-0.179
Coefficiente de transf. liq. K_L , m/s	8.5E-5-1.1E-4	1.23E-4-1.04E-4	1.81E-5-5.33E-5	9.66E-5-14.7E-5
Altura unidad de transf. H_L , m	0.146-0.148	0.143-0.128	0.061-0.126	0.150-0.198
HTU, m	0.292-0.265	0.488-0.411	0.582-0.277	0.509-0.418
HETP, m	0.272-0.280	0.316-0.274	0.139-0.265	0.340-0.378

CALCULO DEL DIAMETRO POR EL METODO DE INTERPOLACION GPDC PARA DETERMINAR EL PUNTO DE INUNDAMIENTO (Sección 8.1)

F_{IV}	0.033-0.55	0.065-0.077	0.002-0.021	0.043-0.084
Parámetro de capacidad	1.75-1.58	1.5-1.45	2.2-1.87	1.65-1.43
C_{S,F_I} , m/s	0.136-0.124	0.118-0.115	0.168-0.144	0.129-0.112
C_S de diseño, m/s	0.102-0.093	0.088-0.086	0.126-0.144	0.096-0.084
u_S , m/s	2.799-1.932	1.275-1.103	7.219-4.204	1.43-1.142
At , m ²	16.120-14.168	1.045-1.084	4.575-3.465	0.126-0.149
D_T , m	4.53-4.25	1.153-1.175	2.414-2.10	0.401-0.435

Tabla 8.8 Modificación empleando empaques estructurados Norton Intalox 2T

Aumento de carga (%) = 50

Alimentación (Kg/h) = 46,629.54

RESULTADOS METODO FAIR-BRAVO

	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
Flujo de líquido F, Kg/m s	0.0078-0.010	0.0107-0.0120	7.16E-4-4.24E-3	7.13E-3-15.6E-3
Vel. efectiva de líquido., $u_{L,eff}$, m/s	0.0268-0.0378	0.045-0.054	0.0020-0.0132	0.026-0.061
Vel. efectiva de vapor., $u_{V,eff}$, m/s	3.69-2.35	1.48-1.33	10.66-4.70	1.68-1.06
Número de Reynolds, Re_G	5103-5032	6281-6600	3827-3382	6386-7160
Número de Schmidt, Sc_G	0.134-0.158	0.20-0.16	0.207-0.188	0.244-0.230
Número de Sherwood Sh_G	16.01-18.74	21.44-20.90	14.69-12.83	23.39-25.15
Coefficiente de transf. gas K_G , m/s	0.0870-0.050	0.027-0.027	0.198-0.096	0.026-0.025
Altura unidad de transf. H_G , m	0.121-0.134	0.159-0.140	0.154-0.140	0.188-0.181
Coefficiente de transf. liq. K_L , m/s	8.9E-5-11.6E-5	1.37E-4-1.69E-4	1.87E-5-5.52E-5	9.08E-5-14.8E-5
Altura unidad de transf. H_L , m	0.150-0.153	0.146-0.138	0.064-0.131	0.141-0.194
HTU, m	0.293-0.271	0.485-0.430	0.600-0.287	0.515-0.411
HETP, m	0.274-0.287	0.316-0.287	0.194-0.271	0.238-0.378

CALCULO DEL DIAMETRO POR EL METODO DE INTERPOLACION GPDC PARA DETERMINAR EL PUNTO DE INUNDAMIENTO (Sección 8.1)

F_{lv}	0.034-0.55	0.066-0.077	0.002-0.021	0.040-0.085
Parámetro de capacidad	1.75-1.55	1.5-1.45	2.2-1.85	1.65-1.45
$C_{S,F}$, m/s	0.136-0.121	0.118-0.115	0.168-0.142	0.129-0.113
C_S de diseño, m/s	0.102-0.91	0.080-0.086	0.126-0.107	0.096-0.085
u_s , m/s	2.736-1.895	1.245-1.103	7.219-4.159	1.43-1.156
A_T , m ²	16.862-15.505	1.159-1.173	4.902-3.754	0.122-0.143
D_T , m	4.63-4.44	1.215-1.222	2.498-2.186	0.393-0.427

8.3.3 Resultados de la modificación empleando empaques estructurados Koch

Flexipack (Tipo Y) #3

Constantes del empaque (tabla 4.1):

altura, h (m)	0.0124
base, b (m)	0.025908
lado, s (m)	0.01803
área específica, a (m ² /m ³)	223.10
diámetro equivalente, (in)	0.431
fracción vacía	0.96

ángulo	45
Per. disp. p, m/m ²	304
Factor de empaque Fp, m ⁻¹	26.25
% de Inundamiento	75
HETP propuesto (tabla 8.2), m	0.152

Los valores de composiciones, flujos, propiedades fisicoquímicas y dimensiones de la columna son constantes para cada aumento de carga, lo que varía al cambiar el tipo de empaque son los resultados del método de Bravo-Fair, para cálculo del HETP y el dimensionamiento de la columna.

Tabla 8.9 Modificación empleando empaques estructurados
Koch Flexipack (Tipo Y) #3

Aumento de carga (%) = 30

Alimentación (Kg/h) = 40,412.27

RESULTADOS METODO FAIR-BRAVO

	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
Flujo de líquido F, Kg/m s	0.0068-0.009	0.0091-0.015	6.47E-4-3.02E-3	7.57E-3-15.0E-3
Vel. efectiva de líquido, $u_{L,eff}$, m/s	0.024-0.034	0.038-0.048	0.0018-0.0119	0.028-0.060
Vel. efectiva de vapor, $u_{V,eff}$, m/s	3.21-2.05	1.27-1.14	9.33-4.12	1.60-1.38
Número de Reynolds, Re_G	17821-17575	21114-22836	13362-11795	24465-24602
Número de Schmidt, Sc_G	0.134-0.158	0.199-0.161	0.208-0.168	0.244-0.232
Número de Sherwood Sh_G	43.53-45.53	58.94-56.02	40.02-35.02	68.50-67.71
Coefficiente de transf. gas K_G , m/s	0.059-0.034	0.018-0.018	0.135-0.065	0.019-0.017
Altura unidad de transf. H_G , m	0.152-0.168	0.204-0.174	0.194-0.176	0.239-0.228
Coefficiente de transf. liq. K_L , m/s	9.4E-5-12.2E-5	1.36E-4-1.79E-4	2.00E-5-5.58E-5	1.05E-4-1.81E-4
Altura unidad de transf. H_L , m	0.121-0.123	0.119-0.106	0.051-0.106	0.123-0.162
HTU, m	0.290-0.280	0.469-0.402	0.549-0.293	0.503-0.405
HETP, m	0.271-0.293	0.306-0.288	0.178-0.268	0.338-0.384

CALCULO DEL DIAMETRO POR EL METODO DE INTERPOLACION GPDC PARA DETERMINAR EL PUNTO DE INUNDAMIENTO (Sección 8.1)

F_{lv}	0.034-0.55	0.064-0.077	0.002-0.021	0.043-0.092
Parámetro de capacidad	1.37-1.30	1.25-1.20	1.6-1.45	1.35-1.19
$C_{S,F}$, m/s	0.1550-148	0.143-0.138	0.178-0.163	0.1543-0.138
C_S de diseño, m/s	0.116-0.111	0.107-0.104	0.134-0.122	0.115-0.102
u_S , m/s	3.123-2.317	1.521-1.133	7.658-4.752	1.705-1.388
A_T , m ²	12.747-10.939	0.803-0.823	4.004-2.847	0.096-0.102
D_T , m	4.03-3.73	1.011-1.024	2.258-1.904	0.350-0.360

Tabla 8.10 Modificación empleando empaques estructurados
Koch Flexipack (Tipo Y) #3

Aumento de carga (%) = 40

RESULTADOS METODO FAIR-BRAVO

	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
Flujo de líquido F , Kg/m s	0.0074-0.0097	0.010-0.011	6.96E-4-4.12E-3	8.36E-3-18.7E-3
Vel. efectiva de líquido., $u_{L,eff}$, m/s	0.0260-0.0368	0.040-0.052	0.0019-0.0128	0.031-0.065
Vel. efectiva de vapor., $u_{V,eff}$, m/s	3.64-2.21	1.10-0.95	10.05-4.43	1.77-1.68
Número de Reynolds, Re_G	19405-18970	17238-19087	14456-12699	26948-29661
Número de Schmidt, Sc_G	0.140-0.158	0.21-0.16	0.207-0.188	0.244-0.225
Número de Sherwood Sh_G	47.34-48.42	49.55-48.89	42.55-37.15	74.01-77.75
Coefficiente de transf. gas K_G , m/s	0.064-0.038	0.015-0.018	0.143-0.069	0.020-0.020
Altura unidad de tranf. H_G , m	0.159-0.171	0.262-0.217	0.196-0.179	0.244-0.230
Coefficiente de transf. liq. K_L , m/s	9.7E-5-12.7E-5	1.4E-4-1.87E-4	2.06E-5-6.07E-5	1.10E-4-1.67E-4
Altura unidad de tranf. H_L , m	0.127-0.128	0.124-0.111	0.053-0.110	0.130-0.171
HTU, m	0.305-0.287	0.543-0.454	0.570-0.299	0.521-0.436
HETP, m	0.284-0.302	0.351-0.305	0.185-0.283	0.230-0.296

CALCULO DEL DIAMETRO POR EL METODO DE INTERPOLACION GPDC
PARA DETERMINAR EL PUNTO DE INUNDAMIENTO (Sección 8.1)

F_{lv}	0.033-0.055	0.065-0.077	0.002-0.021	0.043-0.084
Parámetro de capacidad	1.38-1.30	1.25-1.20	1.6-1.45	1.35-0.120
$C_{S,F}$, m/s	0.154-0.148	0.143-0.138	0.178-0.183	0.153-0.137
C_S de diseño, m/s	0.118-0.111	0.107-0.104	0.133-0.122	0.115-0.103
u_s , m/s	3.170-2.317	1.548-1.33	7.654-4.752	1.705-1.397
A_T , m ²	14.229-11.813	0.860-0.898	4.315-3.068	0.106-0.122
D_T , m	4.28-3.88	1.046-1.069	2.344-1.978	0.367-0.394

Tabla 8.11 Modificación empleando empaques estructurados
Koch Flexipack (Tipo Y) #3

Aumento de carga (%) = 50

RESULTADOS METODO FAIR-BRAVO

Flujo de líquido F , Kg/m s	0.0079-0.0104	0.011-0.012	7.47E-4-4.15E-3	7.43E-3-16.4E-3
Vel. efectiva de líquido., $u_{L,eff}$, m/s	0.0280-0.0396	0.047-0.057	0.0021-0.0137	0.027-0.064
Vel. efectiva de vapor., $u_{V,eff}$, m/s	3.73-2.37	1.50-1.34	10.77-4.75	1.70-1.62
Número de Reynolds, Re_G	20657-30375	25446-26700	15490-13610	25859-29012
Número de Schmidt, Sc_G	0.134-0.158	0.196-0.161	0.207-0.188	0.244-0.230
Número de Sherwood Sh_G	48.99-51.25	65.67-64.03	44.97-39.26	71.62-77.04
Coefficiente de transf. gas K_G , m/s	0.066-0.038	0.020-0.021	0.151-0.073	0.020-0.019
Altura unidad de tranf. H_G , m	0.156-0.173	0.205-0.180	0.199-0.181	0.242-0.233
Coefficiente de transf. liq. K_L , m/s	10.1E-5-13.2E-5	1.56E-4-1.92E-4	2.13E-5-6.28E-5	1.03E-4-18.8E-5
Altura unidad de tranf. H_L , m	0.130-0.133	0.126-0.118	0.055-0.113	0.122-0.168
HTU, m	0.304-0.293	0.488-0.433	0.585-0.308	0.524-0.433
HETP, m	0.285-0.308	0.317-0.387	0.190-0.293	0.335-0.396

CALCULO DEL DIAMETRO POR EL METODO DE INTERPOLACION GPDC PARA DETERMINAR EL PUNTO DE INUNDAMIENTO (Sección 8.1)

F_{IV}	0.034-0.055	0.068-0.077	0.002-0.021	0.040-0.085
Parámetro de capacidad	1.37-1.30	1.26-1.20	1.60-1.45	1.35-1.20
$C_{S,F}$, m/s	0.155-0.148	0.144-0.138	0.178-0.163	0.153-0.137
C_S de diseño, m/s	0.118-0.111	0.108-0.104	0.133-0.122	0.115-0.103
u_S , m/s	3.123-2.317	1.525-1.331	7.654-4.752	1.705-1.395
A_T , m ²	14.778-12.682	0.947-0.973	4.624-3.285	0.102-0.119
D_T , m	4.34-4.02	1.048-1.069	2.426-2.045	0.360-0.389

8.4. Análisis del control del proceso actual .

Mediante la evaluación de las interacciones que se presentan en el control dual de composición, es factible establecer que par de variables se pueden controlar con la mínima interacción y la máxima confiabilidad. Para esto se emplea el análisis práctico de la ganancia relativa (Capítulo cuatro), y el modelo de separación del proceso por el método de factor de separación de Shinsky (Sección 2.6.2):

$$\lambda_{yD}(\Lambda_{DS}) = \frac{1}{1 + \frac{(y-z) \times (1-x)}{(z-x) y (1-y)}} = \Psi \quad (8.1)$$

$$\lambda_{yD}(\Lambda_{DL}) = \Psi + (1 - \Psi) \varepsilon \quad (8.2)$$

$$\varepsilon = \frac{N y (1-y)}{2 [z(L/D)+1] (y-x)} \quad (8.3)$$

$$\lambda_{yD}(\Lambda_{DV}) = \Psi + (1 - \Psi) \varepsilon [1 + (D/L)] \quad (8.4)$$

$$\lambda_{yS}(\Lambda_{SV}) = 1 - \Psi + \frac{\Psi}{\varepsilon [1+(D/L)]} \quad (8.5)$$

$$\lambda_{yS}(\Lambda_{SL}) = 1 - \Psi + (\Psi / \varepsilon) = \varphi \quad (8.6)$$

$$\lambda_{yS}(\Lambda_{SL}) = 1 - \varphi + \varphi [1+(L/D)](1 - \varepsilon) \quad (8.7)$$

Para el caso del diseño actual, en la siguiente tabla se evalúan los resultados:

TABLA 8.12. CONTROL DUAL DE PROCESO

COLUMNA	SEPARACION				
	y	x	z	N	L/D
DA-101	0.769	0.998	0.300	100	9.79
DA-102	0.563	0.917	0.095	40	12.30
DA-103	0.998	0.330	0.998	20	0.57
DA-104	0.992	0.988	0.426	48	1.87

INTERACCIONES

	DS	DL	DV	SV	SL	LV
DA-101	1.008	1.083	1.090	-0.100	-0.110	-11.756
DA-102	1.214	2.585	2.696	-0.388	-0.403	-38.331
DA-103	1.000	1.000	1.000	19.050	52.473	29.340
DA-104	-2.143	87.804	135.775	3.094	3.068	-245.68

MATRICES

DA-101

$$\Lambda_{DS} = \begin{matrix} & D & S \\ y & 1.008 & -0.008 \\ x & -0.008 & 1.008 \end{matrix} \quad \Lambda_{DL} = \begin{matrix} & D & L \\ y & 1.080 & -0.080 \\ x & -0.080 & 1.080 \end{matrix} \quad \Lambda_{DV} = \begin{matrix} & D & V \\ y & 1.090 & -0.090 \\ x & -0.090 & 1.090 \end{matrix}$$

$$\Lambda_{SV} = \begin{matrix} & S & V \\ y & -0.100 & 1.100 \\ x & 1.100 & -0.100 \end{matrix} \quad \Lambda_{DL} = \begin{matrix} & S & L \\ y & -0.110 & 1.110 \\ x & 1.110 & -0.110 \end{matrix} \quad \Lambda_{DV} = \begin{matrix} & L & V \\ y & -11.756 & 12.756 \\ x & 12.756 & -11.756 \end{matrix}$$

DA-102

$$\Lambda_{DS} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} D & S \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} 1.214 & -0.214 \\ -0.214 & 1.214 \end{array} \end{array}$$

$$\Lambda_{DL} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} D & L \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} 2.585 & -1.585 \\ -1.585 & 2.585 \end{array} \end{array}$$

$$\Lambda_{DV} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} D & V \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} 2.696 & -1.696 \\ -1.696 & -2.696 \end{array} \end{array}$$

$$\Lambda_{SV} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} S & V \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} -0.388 & 1.388 \\ 1.388 & -0.388 \end{array} \end{array}$$

$$\Lambda_{SL} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} S & L \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} -0.403 & 1.403 \\ -0.008 & -0.403 \end{array} \end{array}$$

$$\Lambda_{LV} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} L & V \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} -38.331 & 39.331 \\ 39.331 & -38.331 \end{array} \end{array}$$

DA-103

$$\Lambda_{DS} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} D & S \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} 1.000 & 0.000 \\ 0.000 & 1.000 \end{array} \end{array}$$

$$\Lambda_{DL} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} D & L \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} 1.000 & 0.000 \\ 0.000 & 1.000 \end{array} \end{array}$$

$$\Lambda_{DV} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} D & V \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} 1.000 & 0.000 \\ 0.000 & 1.000 \end{array} \end{array}$$

$$\Lambda_{SV} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} S & V \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} 19.050 & -18.050 \\ -18.050 & 19.050 \end{array} \end{array}$$

$$\Lambda_{SL} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} S & L \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} 52.470 & -51.470 \\ -51.470 & 52.470 \end{array} \end{array}$$

$$\Lambda_{LV} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} L & V \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} 29.339 & -28.339 \\ -28.339 & 29.339 \end{array} \end{array}$$

DA-104

$$\Lambda_{DS} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} D & S \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} -2.143 & 3.143 \\ 3.143 & -2.143 \end{array} \end{array}$$

$$\Lambda_{DL} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} D & L \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} 87.804 & -86.804 \\ -86.804 & 87.804 \end{array} \end{array}$$

$$\Lambda_{DV} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} D & V \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} 135.78 & -134.78 \\ -134.78 & 135.78 \end{array} \end{array}$$

$$\Lambda_{SV} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} S & V \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} 3.094 & -2.094 \\ -2.094 & 3.094 \end{array} \end{array}$$

$$\Lambda_{SL} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} S & L \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} 3.068 & -2.068 \\ -2.068 & 3.068 \end{array} \end{array}$$

$$\Lambda_{LV} = \begin{array}{c} \begin{array}{cc} & \begin{array}{cc} L & V \end{array} \\ \begin{array}{c} y \\ x \end{array} & \begin{array}{cc} -245.68 & 246.68 \\ 246.68 & -245.68 \end{array} \end{array}$$

8.5. Control avanzado con el diseño propuesto

TABLA 8.13. CONTROL DUAL DE PROCESO

COLUMNA	SEPARACION				
	y	x	z	N	L/D
DA-101	0.820	0.998	0.300	348	8.50
DA-102	0.263	0.910	0.095	150	11.50
DA-103	0.998	0.330	0.998	114	0.15
DA-104	0.991	0.988	0.400	124	1.20

INTERACCIONES

	DS	DL	DV	SV	SL	LV
DA-101	1.010	1.424	1.473	-0.100	-0.110	-11.756
DA-102	1.095	2.122	2.211	-0.388	-0.403	-38.331
DA-103	0.945	0.952	0.998	19.050	52.473	29.340
DA-104	-3.472	646.27	1187.7	4.459	4.449	—

MATRICES

DA-101

$\Lambda_{DS} =$	$\begin{matrix} y & D & S \\ x & 1.010 & -0.010 \\ & -0.010 & 1.010 \end{matrix}$	$\Lambda_{DL} =$	$\begin{matrix} y & D & L \\ x & 1.424 & -0.424 \\ & -0.424 & 1.424 \end{matrix}$	$\Lambda_{DV} =$	$\begin{matrix} y & D & V \\ x & 1.473 & -0.473 \\ & -0.473 & 1.473 \end{matrix}$
$\Lambda_{SV} =$	$\begin{matrix} y & S & V \\ x & -0.0324 & 1.0324 \\ & 1.0324 & -0.0324 \end{matrix}$	$\Lambda_{SL} =$	$\begin{matrix} y & S & L \\ x & -0.035 & 1.035 \\ & 1.035 & -0.035 \end{matrix}$	$\Lambda_{LV} =$	$\begin{matrix} y & L & V \\ x & -12.830 & 13.830 \\ & 13.830 & -12.830 \end{matrix}$

DA-102

$$\Lambda_{DS=} \begin{array}{c} \text{D} \quad \text{S} \\ y \quad 1.095 \quad -0.095 \\ x \quad -0.095 \quad 1.095 \end{array}$$

$$\Lambda_{DL=} \begin{array}{c} \text{D} \quad \text{L} \\ y \quad 2.122 \quad -1.122 \\ x \quad -1.122 \quad 2.122 \end{array}$$

$$\Lambda_{DV=} \begin{array}{c} \text{D} \quad \text{V} \\ y \quad 2.211 \quad -1.211 \\ x \quad -1.211 \quad 2.211 \end{array}$$

$$\Lambda_{SV=} \begin{array}{c} \text{S} \quad \text{V} \\ y \quad -0.189 \quad 1.189 \\ x \quad 1.189 \quad -0.189 \end{array}$$

$$\Lambda_{SL=} \begin{array}{c} \text{S} \quad \text{L} \\ y \quad -0.197 \quad 1.197 \\ x \quad 1.197 \quad -0.197 \end{array}$$

$$\Lambda_{LV=} \begin{array}{c} \text{L} \quad \text{V} \\ y \quad -27.797 \quad 28.797 \\ x \quad 28.797 \quad -27.797 \end{array}$$

DA-103

$$\Lambda_{DS=} \begin{array}{c} \text{D} \quad \text{S} \\ y \quad 0.945 \quad 0.055 \\ x \quad 0.055 \quad 0.945 \end{array}$$

$$\Lambda_{DL=} \begin{array}{c} \text{D} \quad \text{L} \\ y \quad 0.952 \quad 0.048 \\ x \quad 0.048 \quad 0.952 \end{array}$$

$$\Lambda_{DV=} \begin{array}{c} \text{D} \quad \text{V} \\ y \quad 0.998 \quad 0.002 \\ x \quad 0.002 \quad 0.998 \end{array}$$

$$\Lambda_{SV=} \begin{array}{c} \text{S} \quad \text{V} \\ y \quad 1.033 \quad -0.033 \\ x \quad -0.033 \quad 1.033 \end{array}$$

$$\Lambda_{SL=} \begin{array}{c} \text{S} \quad \text{L} \\ y \quad 7.553 \quad -6.553 \\ x \quad -6.553 \quad 7.553 \end{array}$$

$$\Lambda_{LV=} \begin{array}{c} \text{L} \quad \text{V} \\ y \quad 1.039 \quad -0.039 \\ x \quad -0.039 \quad 1.039 \end{array}$$

DA-104

$$\Lambda_{DS=} \begin{array}{c} \text{D} \quad \text{S} \\ y \quad -3.472 \quad 4.472 \\ x \quad 4.472 \quad -3.472 \end{array}$$

$$\Lambda_{DL=} \begin{array}{c} \text{D} \quad \text{L} \\ y \quad 646.27 \quad -647.27 \\ x \quad -647.27 \quad 646.27 \end{array}$$

$$\Lambda_{DV=} \begin{array}{c} \text{D} \quad \text{V} \\ y \quad 1187.72 \quad 1186.72 \\ x \quad -1186.72 \quad 1187.72 \end{array}$$

$$\Lambda_{SV=} \begin{array}{c} \text{S} \quad \text{V} \\ y \quad 4.459 \quad -3.459 \\ x \quad -3.459 \quad 4.459 \end{array}$$

$$\Lambda_{SL=} \begin{array}{c} \text{S} \quad \text{L} \\ y \quad 4.448 \quad -3.448 \\ x \quad -3.448 \quad 4.448 \end{array}$$

$$\Lambda_{LV=} \begin{array}{c} \text{L} \quad \text{V} \\ y \quad - \quad - \\ x \quad - \quad - \end{array}$$

La interacción Λ_{LV} describe el control tradicional de reflujo en domo y fondos el cual es fuertemente negativo en casi todas las columnas, excepto la columna DA-103 del diseño propuesto. En el lado opuesto existen interacciones fuertemente positivas en el subconjunto Λ_{DV} que asigna el control del destilado para la

composición en domos y el reflujo en fondos para controlar la composición de los mismos, en las columnas DA-102 y DA-104. El subconjunto Λ_{SL} no ofrece un par adecuado para controlar la composición en domos, además de que al controlar la composición de fondos con el reflujo, muestra una dinámica pobre debido a la retención de líquido en el fondo de la columna, a menos que la presión de la columna o el nivel del tambor de reflujo se controle manipulando el reflujo en fondos.

Los subconjuntos Λ_{DS} y Λ_{DL} describen balances de materia siendo Λ_{DS} un mejor par de control después de asignar B en lugar de D. Sin embargo, la respuesta en circuito abierto del control de composición de fondos funciona en tres fases:

Primero; al incrementar el reflujo en fondos aumenta la pureza del producto de fondo, al mismo tiempo, con un control manual de la composición en domos el control de presión aumenta la carga térmica por incremento del reflujo para disminuir la inundación en el condensador, ocasionando la segunda fase de la respuesta en la que la impureza de fondos se incrementa. Si la composición del domo se controla automáticamente, la respuesta entra en la tercera fase donde D se sobrespecifica y el control de composición en domos incrementará el flujo de destilado; para mantener la presión, éste control reduce el reflujo que eventualmente influye en los fondos de la columna afectando la composición. Este efecto causa un periodo alto de oscilación en el circuito, lo mismo que aplica para Λ_{DS} .

Una mejor opción de control la constituye el subconjunto Λ_{SV} donde la composición de fondos se controla manipulando el reflujo en cascada, que permite controlar el nivel de fondos manipulando su flujo. De manera que elimina al nivel del acumulador como variable de control y permite controlar la presión manipulando la totalidad del reflujo más el flujo de destilado, y por otra parte el

control de composición en domos se controla de acuerdo a la relación D/V , que sólo esta relacionada con la relación de reflujo.

La influencia en el diseño de columnas reside en el valor de ϵ , que depende de la relación de reflujo, el número de etapas y su eficiencia, a una alta pureza de productos y una relación de reflujo igualmente alta, disminuye el valor de ϵ , tanto como ϵ se aproxime a cero el diseño de la columna será menos determinante en el diseño del sistema de control y en el caso de que ϵ se aproxime a uno, el sistema ofrece pares de control atractivos para el control de composición de fondos manipulando el reflujo.

Otro factor importante es λ , que depende unicamente de la alimentación y las especificaciones de los productos; por lo que para una columna con requerimiento de pureza de producto de fondos alta o una alimentación rica en ligeros, el factor se aproximará a uno, y por otro lado un requerimiento alto de pureza en domos o una alimentación rica en pesados aproximará el valor a cero. En el primer caso, la interacción resultante en el esquema de control es pequeña, mientras que en el segundo caso es necesario sustituir B en lugar de D para obtener interacciones adecuadas.

En general, el control de la composición de domo manipulando una variable en fondos es aceptable debido a la rápida respuesta del flujo de vapor a los cambios de calor o de carga térmica, sin embargo, la respuesta en la composición de fondos debido a la manipulación de variables en domos no es viable a menos que el nivel del acumulador o la presión de la columna se controlen manipulando el reflujo del rehervidor. Bajo este criterio el periodo de respuesta del circuito de control de composición de fondos en sistemas diseñados con ganancias relativas mayores a uno será menor que el periodo de respuesta para el mismo circuito con ganancias relativas menores a uno debido a la oscilación en la misma.

8.6 Bombeo de calor

Debido a que la columna DA-101 es la que mayor cantidad de energía consume, es la considerada para emplear un sistema de bombeo de calor.

Es necesario considerar que un sistema con recompresión de vapor no es adecuado ya que los vapores de estireno no son recomendables para su compresión [29]. Por otro lado, cumple con los requisitos necesarios para evitar la polimerización, ya que el bombeo de calor opera con diferencias de temperatura pequeñas, esto por razones económicas, y un inesperado incremento en la temperatura de fondos ocasiona un paro en el compresor debido a una sobrecarga eléctrica.

NOMENCLATURA

A_T	Sección transversal de la columna, m^2
a_e	Area superficial específica, m^2/m^3
B	Parámetro de empaque
CFS	Flujo de vapor, ft^3/s
DH	Altura libre, m
F_p	Factor de empaque m^{-1}
G'	Flujo másico de gas, $Kg/(s\ m^2)$
HETP	Altura equivalente de un plato teórico, m
HTU	Altura de la unidad de transferencia, m
h	Parámetro de empaque
k_L	Coefficiente de transferencia de masa de la fase líquida, m/s
k_G	Coefficiente de transferencia de masa de la fase vapor, m/s
k_{OG}	Coefficiente global de transferencia de masa, $Kmol/(s\ m^2\ atm)$
L	Flujo de líquido, $Kmol/h$

L'	Flujo másico de líquido, Kg/(s m ²)
m	Pendiente de la curva de equilibrio
N	Número de etapas teóricas
NTU	Número de unidades de transferencia
P	Presión de operación, Kg/cm ²
Re	Número de Reynolds
S	Parámetro de empaque
Sc	Número de Schmidt
Sh	Número de Sherwood
u	Velocidad, m/s
V'	Flujo de vapor, kmol/h
y	Composición de la fase vapor
y*	Composición de la fase vapor en el equilibrio
Z	Altura del empaque, m

Griegas

μ	Viscosidad, cp
ν	Viscosidad cinemática, cS
ε	Fracción vacía
θ	Angulo de inclinación del canal del flujo del empaque estructurado con la horizontal, grados
π	3.1416...
ρ	Densidad, Kg/m ³
g	Coefficiente de difusión, m ² /s

Subíndices

c	Columna
e	Empaque
G	Gas
L	Líquido
V	Vapor
eff	Efectiva

CAPITULO NUEVE

ANALISIS ECONOMICO

9.1 Recuperación de la inversión en un proyecto.

Generalmente para determinar los beneficios económicos de un proyecto dado, se emplea el ROI "Return on investment", o RDI (recuperación de la inversión), que se define de la siguiente manera:

$$\text{ROI (\%)} = (\text{Ganancias anuales del proyecto} / \text{Inversión total de capital}) \times 100 \quad (9.1)$$

Para el cálculo del ROI, las ganancias anuales de un proyecto son iguales a los ingresos menos todos los costos y la inversión total de capital es el costo de instalación del equipo nuevo, que incluye el costo del equipo y su instalación. Los costos de paro, remoción del equipo a sustituir, etc., no están incluidos; aunque es de consideración los costos que se derivan del paro en la producción.

En algunos casos será difícil justificar un proyecto basado sólo en ahorros energéticos, ya que para proyectos de riesgo moderado se recomienda un ROI mínimo del 20-25% [21], por lo que es necesario alcanzar beneficios adicionales; como es el incremento en la capacidad de producción, incremento en la pureza de los productos, etc.

En casos como el que se presentan, un incremento en la capacidad de producción ocasiona un incremento en el consumo total de energía, pero la energía consumida por unidad de producción disminuye.

9.2 Ganancias anuales brutas.

Tomando un precio promedio del estireno pronosticado para el periodo de 1993-1996 de 570.44 USD/Ton [4] y del tolueno 310 USD./Kg [43]. Se estiman las ganancias anuales por la comercialización de estos productos:

Tabla 9.1. Ganancias anuales

Diseño	Producto	Producción anual (tons)	Ingresos anuales (USD)	Total (USD)
actual	estireno	150,285.00	85,728,575.00	
	tolueno	8,168.88	2,570,746.50	88,299,321.50
propuesto ¹	estireno	210,846.00	120,274,992.00	
	tolueno	12,253.32	3,856,119.80	124,131,111.80
Diferencia				35,831,790.30

Tabla 9.2. Estimación de ganancias anuales basado en el pronóstico de porcentaje de operación promedio [4]

Año	% de Operación	Ganancias anuales [U.S.D.]
1994	83.0	29,740,386
1995	84.8	30,385,358
1996	86.3	30,922,835
1997	87.5	31,352,817
1998	88.5	31,711,134

Nota 1. El diseño propuesto se considera al 50% de aumento en la capacidad y operación al 100%.

9.3. Inversión total de capital.

La inversión total es igual al costo del equipo necesario para hacer la renovación, más el costo de instalación, supervisión, ingeniería, etc.

Tabla 9.3. Costo de la renovación del proceso

Empaques estructurados

Columna	Diámetro (m)	Altura total de empaque	Volumen (m ³)	Costo del empaque (U.S.D)	Control avanzado (U.S.D.)
DA-101	5.03	44.5	884.21	206,312.70	500,000
DA-102	1.40	19.5	30.03	7,006.90	500,000
DA-103	2.59	13.7	72.20	16,846.40	500,000
DA-104	0.46	20.4	3.39	791.00	500,000
TOTAL		98.1	989.83	230,957.00	2,000,000

Costo unitario del empaque = 70 USD/pie³

Costo unitario de la implementación de un sistema de control avanzado por columna de destilación = 500,000 USD [21].

Tabla 9.4. Costo del bombeo de calor² (Análisis basado en la propuesta de la sección 8.7)

Columna DA-101	Diseño actual	Modificación con bombeo de calor (capacidad actual)
<u>Consumo de energía</u>		
Vapor de baja presión (Kg/h)	24 670	---
Electricidad (KW)	---	708
Agua de enfriamiento (m ³ /h)	940	36
<u>Costo de los consumos (N\$/h)</u>		
Vapor de baja presión	705.50	---
Electricidad	---	168.50
Agua de enfriamiento	241.60	9.25

Costo de los consumos (N\$/año) [En base a 8088 horas de operación al año]

Vapor de baja presión	5 705 787.30	---
Electricidad	---	1 362 860.40
Agua de enfriamiento	1 953 899.00	74 830.20

Costo de los consumos (U.S.D./año) [1 U.S.D.=N\$3.15]

Vapor de baja presión	1 811 361.00	---
Electricidad	---	432 654.00
Agua de enfriamiento	620 285.40	23 755.60
TOTAL	2 431 646.40	456 409.60

Costo total de la inversión (U.S.D.)

Compresor (instalado)	---	624 000.00
Contingencias	---	93 600.00
Ingeniería y supervisión	---	124 800.00
TOTAL		842 400.00

Columna DA-101	Diseño actual	Modificación con bombeo de calor con aumento en la capacidad
<u>Consumo de energía</u>		
Vapor de baja presión (Kg/h)	24 670	---
Electricidad (KW)	---	1 180
Agua de enfriamiento (m ³ /h)	940	60

Costo de los consumos (N\$/h)

Vapor de baja presión	705.50	---
Electricidad		253.70
Agua de enfriamiento	241.60	15.40

Costo de los consumos (N\$/año) [En base a 8088 horas de operación al año]

Vapor de baja presión	5 705 787.30	---
Electricidad	---	2 051 925.60
Agua de enfriamiento	1 953 899.00	124 717.00

Costo de los consumos (U.S.D./año) [1 U.S.D.=N\$3.15]

Vapor de baja presión	1 811 361.00	---
Electricidad	---	651 405.00
Agua de enfriamiento	620 285.40	39 593.00
TOTAL	2 431 646.40	690 998.00

Costo total de la inversión (U.S.D.)

Compresor (instalado)	1 040 000.00
Rehervidor (instalado)	182 000.00
Condensador (instalado)	130 000.00
Ingeniería y supervisión	270 400.00
Contingencias	202 800.00
TOTAL	1 825 200.00

RESUMEN

Modificación	A	B	C	D	E	F
	Sustitución de internos por empaques estructurados	Empleo de control avanzado	Empleo de bombeo de calor	Empleo de empaques estructurados y bombeo de calor	Empleo de empaques estructurados y control avanzado	Empleo de empaques estructurados bombeo de calor y control avanzado
Costos Directos	(U.S.D.)					
adquisición de equipo	230,957.00	2,000,000.00	842,400.00	2,056,157.00	2,230,957.00	4,056,157.00
Equipo adicional por aumento en la capacidad de producción (3)	2,740,000.00	-----	-----	2,740,000.00	2,740,000.00	2,740,000.00
Instalación (35%*)	1,039,834.90	700,000.00	294,840.00	1,678,655.00	1,739,834.90	2,378,654.90
Instrumentación (instalada) (15%*)	445,643.50	300,000.00	126,360.00	719,423.50	745,643.50	1,019,423.50
Tubería (instalada) (30%*)	891,287.10	100,000.00 (5%)	252,720.00	1,438,847.00	1,491,287.10	2,038,847.00
Instalación eléctrica adicional (20%*)	594,191.00	500,000.00 (25%)	168,480.00	959,231.40	994,191.40	1,359,231.40
Instalación para servicios auxiliares (10%*)	297,095.50	-----	84,240.00	479,615.70	497,095.70	679,615.70
Total	6,239,009.00	3,600,000.00	1,746,040.00	10,071,929.00	10,439,009.00	14,271,928.00

* Porcentaje del costo de adquisición del equipo

Modificación	A	B	C	D	E	F
Costos Indirectos						
Ingeniería y supervisión (15% de costos directos)	935,851.40	540,000.00	265,356.00	1,510,789.00	1,565,851.30	2,140,789.20
Gastos de construcción (12% de costos directos)	748,681.10	432,000.00	212,284.80	1,208,631.40	1,252,681.00	1,712,631.30
Contratista (6% de costos directos)	374,340.50	216,000.00	106,142.40	604,315.70	626,340.50	856,315.70
Contingencias (10% de inversión fija)	921,986.90	532,000.00	261,424.80	1,488,407.10	1,542,653.40	2,109,073.60
TOTAL	2,980,859.90	1,720,000.00	845,208.00	4,812,143.20	4,987,256.20	6,818,809.80
INVERSION FIJA DE CAPITAL (costos directos + indirectos)	9,219,868.80	5,320,000.00	2,614,248.00	14,884,071.00	15,426,534.00	21,090,736.00
CAPITAL DE TRABAJO (15% de inversión total de capital)	1,382,980.30	798,000.00	392,137.00	2,232,610.60	2,313,980.10	3,163,610.40
INVERSION TOTAL DE CAPITAL (Inversión fija + capital de trabajo)	10,602,849.10	6,118,000.00	3,006,385.00	17,116,681.60	17,740,514.10	24,254,346.40

Modificación	A	B	C	D	E	F
<u>Costos de producción</u>						
<u>Costo de manufactura</u>						
-Costos directos de producción						
Trabajo operativo (24 obreros en tres turnos)	1,326,432.00	1,326,432.00	1,326,432.00	1,326,432.00	1,326,432.00	1,326,432.00
Supervisión (3 supervisores,3 ingenieros)	132,643.00	132,643.00	132,643.00	132,643.00	132,643.00	132,643.00
Servicios auxiliares	682.10	682.10	682.10	682.10	682.10	682.10
Mantenimiento (6% de inversión fija de capital)	553,192.10	319,200.00	156,854.90	893,044.20	925,592.00	1,265,444.10
Complementos de operación(0.7% de inversión fija de capital)	64,539.10	37,240.00	18,299.70	104,188.50	107,985.70	147,635.10
<u>-Cargos fijos</u>						
Depreciación (10% de la inversión fija de capital)	921,986.90	532,000.00	261,424.80	1,488,407.10	1,542,653.40	2,109,073.60
Impuestos locales (10% de la inversión fija de capital)	921,986.90	532,000.00	261,424.80	1,488,407.10	1,542,653.40	2,109,073.60
Seguros contratados (1% de la inversión fija de capital)	92,198.70	53,200.00	26,142.50	148,840.70	154,265.40	210,907.40
<u>-Gastos diversos</u>						
Gastos de comercialización, administración, investigación y desarrollo (17% del costo total de producción)	930,658.50	663,470.40	478,093.80	1,318,724.50	1,355,889.80	1,743,956.00
Financiamiento (5% de inversión total de capital)	530,142.50	305,900.00	150,319.30	855,834.00	887,025.70	1,212,717.30
TOTAL	5,474,461.80	3,902,767.50	2,812,316.90	7,757,203.20	7,975,822.50	10,258,564.20

9.4.CALCULO DEL ROI

		COSTO DE PRODUCCION (U.S.D.)				ROI (%)			
MODIFICACIONES									
Año	Ganancia anual ⁴	A	D	E	F	A	D	E	F
1994	29,740,386	5,474,462	7,757,203	7,975,823	10,258,564	228.86	128.4	122.6	80.32
1995	30,385,358	5,474,462	7,757,203	7,975,823	10,258,564	234.94	132.1	126.3	82.98
1996	30,922,835	5,474,462	7,757,203	7,975,823	10,258,564	240.01	135.3	129.3	85.19
1997	31,352,817	5,474,462	7,757,203	7,975,823	10,258,564	244.06	137.8	131.7	86.97
1998	31,711,134	5,474,462	7,757,203	7,975,823	10,258,564	247.44	139.9	133.7	88.44

Nota 4. Ganancia estimada a un aumento en la capacidad de producción de 50%.

Nota 2. Costos unitarios interorganismos vigentes en Octubre de 1993 de servicios auxiliares para el Complejo Petroquímico Cangrejera (Coatzacoalcos, Ver.):

Servicio	Costo	Unidad
Vapor de media y alta presión	28.60	N\$ / ton
Vapor de baja presión	21.45	N\$ / ton
Electricidad:		
Tensión media con demanda menor a 1000 KW	0.24	N\$ / KWH
Tensión media con demanda mayor a 1000 KW	0.21	N\$ / KWH
Agua de enfriamiento	0.26	N\$ / m ³

Nota 3:

Costo del equipo adicional (U.S.D.) [36]

Cantidad	Descripción	Costo
1	Reactor de alquilación a contracorriente	600,000.00
3	Torres de destilación para separar 60,000 ton/año de etilbenceno (incluye instalación y auxiliares): Columna de benceno: 7.5 pies de diámetro y 25 platos (5,000 U.S.D./plato)	125,000.00
	Columna de etilbenceno: 6.75 pies de diámetro y 60 platos (4,000.00 U.S.D./plato)	240,000.00
	Columna de polietilbenceno de 6.0 pies de diámetro y 50 platos (3,500.00 U.S.D./plato)	175,000.00
1	Reactor de deshidrogenación	600,000.00
1	Horno	550,000.00
1	Precalentador	200,000.00
1	Vaporizador	300,000.00
	TOTAL	2,740,000.00

9.5. CALCULO DE LA TIR (TASA INTERNA DE RECUPERACION)

9.5.1. ALGORITMO

a) Proponer un periodo de recuperación de la inversión (comunmente se estima en cinco años)

b) Calcular para cada año:

Ganancia al 100% de operación * porcentaje de operación = ganancia neta

Ganancia neta del año anterior + ganancia neta del año presente = acumulado

Acumulado + depreciación = flujo de efectivo

Flujo de efectivo del año anterior + flujo de efectivo del año presente =

Acumulado en \$ corrientes

c) Fijar una tasa

d) Calcular el flujo de efectivo descontado:

$$FED = 1/(1+i)^N \cdot (\text{Acumulado en } \$ \text{ corrientes})$$

e) Calcular FED acumulado

$$FED \text{ acumulado} = FED \text{ del año anterior} + FED \text{ del año presente}$$

f) Si el FED acumulado al final del periodo es igual al costo total de la inversión, la tasa propuesta es la tasa interna de recuperación para el periodo, sino se reinicia en el inciso c).

MODIFICACIÓN	INVERSIÓN TOTAL (U.S.D.)
Sustitución de internos por empaques estructurados (A)	10,602,849
Empleo de empaques estructurados y bombeo de calor (D)	17,116,681
Empleo de empaques estructurados y control avanzado (E)	17,740,514
Empleo de empaques estructurados bombeo de calor y control avanzado (F)	24,254,346

Para las modificaciones B y C no se calcula el ROI ni la TIR, ya que sólo involucran ahorros energéticos a la capacidad actual de producción, y el análisis para estos casos se presenta en el Capítulo Diez.

MODIFICACION A

INVERSION	DEPRECIACION	PERIODO, N (Años)	AÑO	GANANCIA AL 100%	% OPERACION ESTIMADO	GANANCIA NETA
10,602,849	921,986.90	1	1994	35,831,790.30	0.830	29,740,385.95
	921,986.90	2	1995	35,831,790.30	0.848	30,385,358.17
	921,986.90	3	1996	35,831,790.30	0.863	30,922,835.03
	921,986.90	4	1997	35,831,790.30	0.875	31,352,816.51
	921,986.90	5	1998	35,831,790.30	0.885	21,711,134.42
ACUMULADO	FLUJO EFECTIVO	ACUM(\$ CORR)	I	(1+I) ^N	FED	FED ACUMULADO
29,740,385.95	30,662,372.85	30,662,372.85	0.2	1.20	25,551,977.38	25,551,977.38
60,125,744.12	61,047,731.02	91,710,103.87	0.2	1.44	42,394,257.66	67,946,235.04
91,048,579.15	91,970,566.05	183,680,669.93	0.2	1.73	53,223,707.21	121,169,942.24
122,401,395.67	123,323,382.57	307,004,052.49	0.2	2.07	59,473,081.87	180,643,024.11
154,112,530.08	155,034,516.98	462,038,569.47	0.2	2.49	62,304,895.26	242,947,919.38

Del cálculo anterior se concluye que el periodo de cinco años es muy amplio, por lo que se reduce el periodo a doce meses para estimar la tasa de recuperación.

Inversión	10,602,849
Depreciación	921,986.90
Periodo, N (meses)	12
Año	1995
Ganancia al 100%	2,985,982.53
% Operación	0.848
Ganancia neta	2,532,113.18

Periodo (meses)	Acumulado	Flujo de efectivo	Acumulado(\$ corrientes)	I	(1+I) ^N	FED	FED Acumulado
1	2,532,113.18	3,454,100.08	3,454,100.08	0.67	1.67	2,068,323.40	2,068,323.40
2	5,064,226.36	5,986,213.26	9,440,313.34	0.67	2.79	2,146,442.42	4,214,765.82
3	7,596,339.54	8,518,326.44	17,958,639.78	0.67	4.66	1,828,962.77	6,043,728.59
4	10,128,452.72	11,050,439.62	29,009,079.41	0.67	7.78	1,420,736.94	7,464,465.53
5	12,660,565.90	13,582,552.80	42,591,632.21	0.67	12.99	1,045,680.59	8,510,146.12
6	15,192,679.09	16,114,665.99	58,706,298.20	0.67	21.69	742,886.53	9,253,032.64
7	17,724,792.27	18,646,779.17	77,353,077.37	0.67	36.23	514,740.72	9,767,773.37
8	20,256,905.45	21,178,892.35	98,531,969.71	0.67	60.50	350,083.36	10,117,856.73
9	22,789,018.63	23,711,005.53	122,242,975.24	0.67	101.03	234,693.86	10,352,550.59
10	25,321,131.81	26,243,118.71	148,486,093.95	0.67	168.72	155,543.09	10,508,093.69
11	27,853,244.99	28,775,231.89	177,261,325.85	0.67	281.76	102,126.31	10,610,220.00
12	30,385,358.17	31,307,345.07	208,568,670.92	0.67	470.54	66,534.76	10,676,754.76

MODIFICACION D

Inversión	17,116,681.6
Depreciación	1,488,407.1
Año de estimación	1995
Ganancia al 100%	2,985,982.53
% de operación	0.848
Ganancia neta	2,532,113.18

Periodo (meses)	Acumulado	Flujo de efectivo	Acumulado(\$ corrientes)	I	(1+I) ^N	FED	FED acumulado
1	2,532,113.18	4,020,520.28	4,020,520.28	0.505	1.51	2,671,442.05	2,671,442.05
2	5,064,226.36	6,552,633.46	10,573,153.74	0.505	2.27	2,892,962.97	5,564,405.02
3	7,596,339.54	9,084,746.64	19,657,900.38	0.505	3.41	2,665,037.47	8,229,442.50
4	10,128,452.72	11,616,859.82	31,274,760.21	0.505	5.13	2,264,345.79	10,493,788.29
5	12,660,565.90	14,148,973.00	45,423,733.21	0.505	7.72	1,832,493.40	12,326,281.69
6	15,192,679.09	16,681,086.19	62,104,819.40	0.505	11.62	1,435,507.04	13,761,788.73
7	17,724,792.27	19,213,199.37	81,318,018.77	0.505	17.49	1,098,611.62	14,860,400.35
8	20,256,905.45	21,745,312.55	103,063,331.31	0.505	26.32	8,261,178.05	15,686,578.41
9	22,789,018.63	24,277,425.73	127,340,757.04	0.505	39.61	612,878.14	16,299,456.55
10	25,321,131.81	26,809,538.91	154,150,295.95	0.505	56.62	449,701.51	16,749,158.06

MODIFICACION E

Inversión	17,740,514.10
Depreciación	1,542,653.40
Año	1995
Ganancia al 100%	2,985,982.53
% de operación	0.848
Ganancia neta	2,532,113.18

175

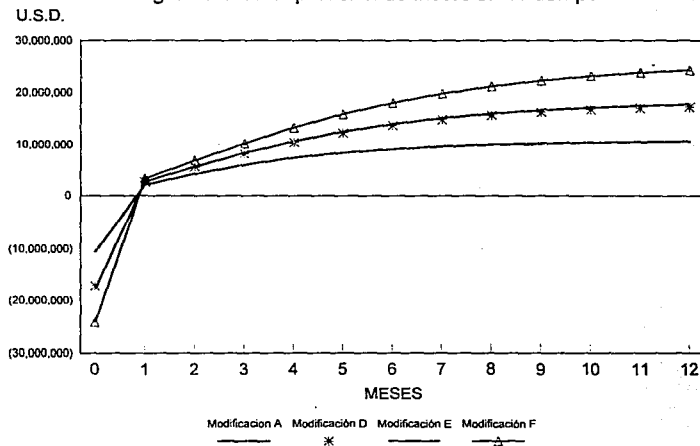
Periodo (meses)	Acumulado	Flujo de efectivo	Acumulado (\$ corrientes)	I	(1+I) ^N	FED	FED acumulado
1	2,532,113.18	4,074,766.58	4,074,766.58	0.498	1.50	2,720,137.90	2,720,137.90
2	5,064,226.36	6,606,879.76	10,681,646.34	0.498	2.24	2,944,237.07	5,664,374.97
3	7,596,339.54	9,138,992.94	19,820,639.28	0.498	3.36	2,718,710.11	8,383,085.08
4	10,128,452.72	11,671,106.12	31,491,745.41	0.498	5.04	2,317,740.26	10,700,825.34
5	12,660,565.90	14,203,219.30	45,694,964.71	0.498	7.54	1,882,902.04	12,583,727.38
6	15,192,679.09	16,735,332.49	62,430,297.20	0.498	11.30	1,481,028.67	14,064,756.04
7	17,724,792.27	19,267,445.67	81,697,742.87	0.498	16.93	1,138,259.93	15,203,015.98
8	20,256,905.45	21,799,558.85	103,497,301.71	0.498	25.36	859,712.41	16,062,728.39
9	22,789,018.63	24,331,672.03	127,828,973.74	0.498	37.98	640,568.58	16,703,296.97
10	25,321,131.81	26,863,785.21	154,692,758.95	0.498	56.9	472,116.38	17,175,413.36
11	27,853,244.99	29,395,898.39	184,088,657.35	0.498	85.24	344,871.09	17,520,284.45
12	30,385,358.17	31,928,011.57	216,016,668.92	0.498	127.69	250,051.87	17,770,336.32

MODIFICACION F

Inversión	24,254,346.40
Depreciación	2,109,073.60
Año	1995
Ganancia al 100%	2,985,982.53
% de operación	0.848
Ganancia neta	2,532,113.18

Periodo (meses)	Acumulado	Flujo de efectivo	Acumulado (\$ corrientes)	I	(1+I) ^N	FED	FED acumulado
1	2,532,113.18	4,641,186.78	4,641,186.78	0.415	1.42	3,279,990.66	3,279,990.66
2	5,064,226.36	7,173,299.96	11,814,486.74	0.415	2.00	3,582,664.27	6,862,654.93
3	7,596,339.54	9,705,413.14	21,519,899.88	0.415	2.83	3,425,663.56	10,288,318.48
4	10,128,452.72	12,237,526.32	33,757,426.21	0.415	4.01	3,052,585.80	13,340,904.28
5	12,660,565.90	14,769,639.50	48,527,065.71	0.415	5.67	2,603,680.53	15,944,584.82
6	15,192,679.09	17,301,752.69	65,828,818.40	0.415	8.03	2,155,517.04	18,100,101.86
7	17,724,792.27	19,833,865.87	85,662,684.27	0.415	11.36	1,746,273.62	19,846,375.48
8	20,256,905.45	22,365,979.05	108,028,663.31	0.415	16.07	1,391,670.42	21,238,045.89
9	22,789,018.63	24,898,092.23	132,926,755.54	0.415	22.74	1,094,585.80	22,332,904.69
10	25,321,131.81	27,430,205.41	160,356,960.95	0.415	32.18	852,441.65	23,185,346.34
11	27,853,244.99	29,962,318.59	190,319,279.55	0.415	45.53	658,043.46	23,843,389.80
12	30,385,358.17	32,494,431.77	222,813,711.32	0.415	64.43	504,349.59	24,347,739.39

Figura 9.1. Recuperación de inversión vs tiempo



9.6 Opción de interés con respecto al interés bancario

Modificación	Inversión Total (USD)	% de interés bancario (estimado)	Ganancia anual (USD)	Total
A	10,602,849.10	10	1,060,284.91	11,663,133.00
B	6,118,000.00	10	611,800.00	6,729,800.00
C	3,006,385.00	10	300,638.50	3,307,023.50
D	17,116,681.60	10	1,711,668.16	18,828,349.00
E	17,740,514.10	10	1,774,051.41	19,514,565.00
F	24,254,346.40	10	2,425,434.64	26,679,780.00

Del total acumulado anual cabe mencionar la posibilidad de reinversión total del capital.

Ejemplo: Modificación A

Inversión (USD)	Año	Acumulado
10,602,849.10	1	11,663,133.00
11,663,133.00	2	12,829,446.00
12,829,446.00	3	14,112,390.00
14,112,390.00	4	15,523,629.00
15,523,629.00	5	17,075,991.00

Esta opción de inversión proporciona un comparativo entre la inversión en el proyecto y la inversión bancaria.

Inversión modificación A (USD)	Año	Total acumulado por inversión bancaria (USD)	Inversión en el proyecto (USD)
10,602,849.1	1	11,663,133.00	25,551,977.38

La inversión en el proyecto se estimó con una tasa interna de 20%.

CAPITULO DIEZ
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

10.1 Conclusiones

En la tabla 10.1 se resume las condiciones que resultan de la modificación propuesta con empaques estructurados, aumentando la capacidad de producción en un 50 %.

Tabla 10.1 Comparativo del diseño actual y propuesto

Parámetro	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104	DA-101	DA-102	DA-103	DA-104
	Platos perforados				Empaques Estructurados Koch Sulzer BX			
Tipo de interno								
Diámetro (m)	5.03	1.4	2.59	0.457	5.03	1.4	2.59	0.457
Altura (m)	55.6	24.5	17.20	25.7	55.6	24.5	17.20	25.7
Aumento de capacidad (%)	----	----	----	----	50	50	50	50
Producción de estireno (Kg/h)		18,581				26,069		
(Ton/año)		150,285				210,846		
Relación de reflujo	9.8	12.299	0.57	1.675	8.5	11.5	0.15	1.20
HETP (m)	1.012	0.678	1.016	0.572	0.128	0.13	0.12	0.165
Etapas reales	100	40	20	48	348	150	114	124
Altura Empaque (m)	----	----	----	----	44.5	19.5	13.7	20.4
ΔP (Kg/cm ²)	0.435	0.390	0.170	0.460	0.359	0.157	0.111	0.165
Energía en rehornador (10 ⁻⁶ Kcal/h)	13.59	1.237	2.184	0.195	16.7	0.47	0.227	0.236
Energía total (10 ⁻⁶ Kcal/h)				17.20				19.68
Consumo de energía (Kcal/Kg de estireno)				926				755

Nota: La producción anual esta basada en 337 días de operación (8088 horas)

De los resultados de la simulación del proceso (Tabla 8.1) se concluye que las columnas pueden operar normalmente con un aumento en la capacidad de alimentación de 37,304 Kg/h obteniendo los productos a la pureza deseada, lo cual indica un sobrediseño del 20%.

Se analizaron tres tipos de empaques estructurados, Koch Sulzer BX , Norton Intalox 2Ty Koch Flexipack (Tipo Y) #3 a diferentes capacidades de producción, 130%, 140% y 150%. Se determinó para cada tipo de empaque, y a las diferentes capacidades, el HETP, con el modelo de Fair-Bravo y el diámetro de la columna que en el caso de una renovación es fijo y los valores obtenidos deben ser menores o igual al real.

De los resultados obtenidos se observa que los empaques Koch Sulzer BX presentan un HETP menor, la cual es muy cercana a la supuesta (tablas 8.3, 8.4 y 8.5), a diferencia de los otros dos tipos de empaques que dan una HETP mayor, por lo que los empaques Koch Sulzer son adecuados para aumentar la capacidad de producción hasta en un 50% empleando las columnas existentes, ya que en la misma altura de la columna podemos tener más etapas teóricas y la relación de reflujo disminuye ligeramente para conservar el diámetro real, sin alterar la composición deseada en los productos.

De la tabla 10.1 se concluye que aunque el consumo de energía total en el diseño propuesto es mayor, el consumo de energía por unidad de producción de estireno es menor y al operar con un aumento del 50% en la capacidad se obtiene un ahorro de 3.6×10^{10} Kcal/año. Desde el punto de vista económico un aumento en la capacidad de producción es atractivo en un amplio rango de valores de la energía empleada en el rehervidor, además del aumento en las ganancias anuales.

Por otra parte, en diseños nuevos el empleo de empaques estructurados es atractivo porque permite dimensionar columnas de menor tamaño con un empleo racional de la energía y obteniendo productos de la especificación deseada, con lo cual se abaten los costos de capital y de operación.

Otro aspecto favorable del uso de empaques estructurados es la disminución en la caída de presión lo que es recomendable en las columnas DA-101 y DA-103 que trabajan a vacío favoreciendo la separación y disminuyendo la polimerización.

Dentro de las modificaciones propuestas, la renovación del proceso empleando un sistema de control avanzado permite reducir el margen de seguridad en la separación, siendo los ahorros energéticos del 25% en la columna DA-101, al reducir el margen de separación de 0.999 a 0.998 en pureza de estireno en el fondo. Sin embargo esto dependerá de la instrumentación existente en el proceso, y de los alcances que se quieran lograr con el sistema.

En el capítulo ocho se evalúa la mejor opción de control para las cuatro columnas y en el capítulo nueve el costo de implementación del sistema además de la recuperación de la inversión lo cual de acuerdo al criterio tomado en el mismo capítulo señala que es adecuado. Por otra parte, es necesario señalar que al implementar un sistema de control avanzado sólo se obtienen ahorros energéticos pero no aumentos en capacidad de producción y para sistemas donde se requiera alta pureza en los productos es adecuado.

Con respecto al bombeo de calor, aunque menores, se obtienen ahorros energéticos considerables con modificaciones relativamente menores (adición de un compresor y modificación de las líneas de servicios auxiliares), pero por sí sólo el bombeo de calor no asegura un control en la especificación de los productos ni permite un incremento en la capacidad de producción.

10.2 Recomendaciones

En la columna DA-103 no se recomienda usar empaques estructurados en el fondo, debido a que hay polimerización del producto, lo cual incrustaría el empaque impidiendo el flujo del líquido, en su lugar es recomendable emplear rejillas cuyo diseño facilita el paso de líquido incrustante con las ventajas de los empaques estructurados en cuanto a eficiencia y caída de presión.

Antes de diseñar o renovar una columna con empaques estructurados se deben valorar las características del sistema, ya que ante condiciones corrosivas, incrustantes, de cambios bruscos de presión y alto espumamiento, los empaques estructurados no son favorables.

De las alternativas analizadas para ahorrar energía y aumentar la capacidad de producción de la destilación de estireno/etilbenceno se recomienda como primer paso la sustitución de los actuales internos de las columnas por empaques estructurados lo cual además de los ahorros antes mencionados permitirá producir 250,000 toneladas de estireno al año para satisfacer la demanda nacional en los próximos seis años, considerando que la renovación se hiciera en el próximo año y en base a que la demanda nacional aumentará hasta 228,000 toneladas anuales para el año 2002 [43].

Como análisis posteriores se recomienda el estudio de la reacción de deshidrogenación para obtener una alimentación a la sección de destilación de mayor pureza y a la capacidad requerida (50% mayor).

Por otra parte es necesario analizar con detenimiento diversas opciones de control avanzado que consideren sistemas más complejos y una evaluación económica más detallada.

Del análisis económico de las distintas modificaciones propuestas se concluye que aquellas modificaciones que incluyen un aumento en la capacidad de producción (A, D, E, F) generan no solo ahorros por menor consumo energético, sino un aumento en las ganancias anuales.

Analizando el periodo de recuperación de la inversión en la modificación A, se obtiene que durante un periodo de 5 años, la inversión se recupera en menos de un año. Por lo anterior, se realiza un análisis mensual durante un año y se obtiene que la inversión se recupera en 11 meses, con una tasa de interés del 67%.

Considerando la opción de invertir la misma cantidad en el banco (con una tasa promedio del 10% anual), las ganancias serían de 1,060,284.90 USD al año, mientras que en la estimación a 5 años y una tasa de recuperación del 20%, las ganancias anuales serían de 14,949,128.38 USD (Inversión - FED acumulado) al primer año.

Por lo anterior, las modificaciones que involucran aumento en la capacidad de producción (A, D, E, F) son ampliamente rentables.

BIBLIOGRAFIA

1. Humphrey L. J. and Seibert F.A., New Horizons in Distillation. Chemical Engineering, Vol.99. No.12, December 1992, pp.86-98.
2. Humphrey L. J. and Seibert F.A. Separation Technologies: An Opportunity for Energy Savings. Chemical Engineering Progress, Vol. 88. No.3, March 1992, p.32-41.
3. Benzene and Derivates. Dewitt and Company Incorporated, 1993.
4. SRI International World Petrochemicals, 1993 and Bonner and More Market Consultants. Petroleum Chemical Market Analysis October 1993
5. Maddox N.R. and L.A. Hines, Transferencia de Masa, Editorial Prentice Hall, México. 1987.
6. Henley E.J., Seader J. D., Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química, Editorial Repla S. A., 1990.
7. Stryjek R., Vera J. H., The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 64, April 1986, pp. 323-333.
8. Peng Yu D., Robinson B. D. A new two-constant equation of state. Industrial Engineering Chemical Fundamental, Vol. 15, No. 1, 1976, pp. 59-65.
9. King, C.J., Separation Processes, 2nd Edition, McGraw-Hill, N.Y., 1980.
10. Kister, Henry Z. Distillation Design, New York, NY: McGraw-Hill, 1992.
11. Winn, F.W., Pet.Ref., 37 (5), 216, 1958.
12. Gordon, L.M. Practical evaluation of relative gains: The key to designing dual composition controls. Hydrocarbon Processing, December 1982, pp.87-92.
13. Underwood, A.J.V., Chemical Engineering Progress, 44, 603, 1948.
14. Van Winkle, M. and W.G. Tood, Chemical Engineering, September 1971, p.136.
15. Chang Huang-Yang. Gilliland plot in one equation. Hydrocarbon Processing, October 1981, pp.146.
16. Eduljee, H.E., Hydrocarbon Processing, 54 (9), 120, 1975.

17. Erbar, J.H. and R.N. Maddox, *Pet.Ref.*, 40 (5), 183, 1961.
18. Kirkbridge, C.G., *Pet.Ref.*, 23 (9), 321, 1944.
19. Chianese A., Rossi A. and Picciotti M. Simulations show how ethylbenzene unit can be revamped for energy savings. *Oil and Gas Journal*, Sept. 6 1982, pp.96-101.
20. García Morales V.H. et al. Análisis Exergético de una torre de destilación atmosférica de crudo. *Revista del IMIQ, Conclusiones de la XXVIII Convención Nacional*, 1988, pp.23-31.
21. Chou Yung-ho. Understand the potential of subcooled distillate condensate. *Chemical Engineering Progress*, Vol.8. No.6, June 1992, pp.59-64.
22. Series X/S Knitted Mesh Structured Packing. *Bulletin B-129, ACS Industries*, April 1992.
23. ST-100 Sulzer Equivalent Structured Packing. *Bulletin B-121A, ACS Industries*, August 1990.
24. Flexigridd Structured Packing, *Bulletin KFG-2, Koch*.
25. High capacity tray Technology. *NYEtrays. Bulletin 5138. Glitsch*.
26. Haskins, D.E. et al. Group methods for advanced column control compared. *Hydrocarbon Processing*, May 1985, pp.93-96.
27. Hall, G.F. Energy and product savings through advanced control. *Hydrocarbon Processing*, July 1985, pp.57-59.
28. Bamwell J. and Morris C.P. Heat pump cuts energy use. *Hydrocarbon Processing*. July 1982, pp. 117-119.
29. Meili A. Using water in distillation system heat pumps. *Chemical Engineering Progress*, May 1993, pp. 49-57.
30. Barnicki D. S., Davis F. J., *Designing Sieve Tray*, *Chemical Engineering*, October 1989, pp. 140-143.
31. Gordon R.E. and McNulty J.K. Improving Tower Efficiency. *CPI 100, Vol.3. No.5, July-August 1985*.
32. Bravo J. L., Rocha J. A., Fair J. R. Mass transfer in gauze packing. *Hydrocarbon Processing*, January 1985.

33. Bravo J. L., Rocha J. A., Fair J. R. Pressure drop in structured packings. *Hydrocarbon Processing*, March 1986, pp. 15-19
34. Complejo Petroquímico Cangrejera Veracruz. Pemex 1981.
35. Manual del usuario Hysim, Versión 386IC1.51
36. Peters S.M. and D.K.Timmerhaus, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4th Edition, McGraw-Hill, 1991, Singapore.
37. Flexipac Structured Packing Systems, Bulletin KFP-4, Koch
38. Humphrey, L.J. New concepts reduce process energy. *Hydrocarbon Processing*, July 1982, pp.141-144.
39. Intalox High-Performance Structured Packing, Norton
40. Johnson, D.W. On entropy, efficiency and process design. *Hydrocarbon Processing*, February 1983, pp. 61-64.
41. Kesstler P.D., Wankat P.C. Distillation Design. *Chemical Engineering*, September 1988, pp. 71-74.
42. Koch/Sulzer Structured Packing, Bulletin ks-2, Koch
43. Lygeros A.I. and Magoulas K.G.. Method quickly optimizes process design. *Oil and Gas Journal*, August 1985, pp.55-60.
44. McCormick, E.J. A correlation for distillation stages and reflux. *Chemical Engineering*, September 1988, pp.75-76.
45. McCormick, J.E. and E.C. Roche, P.A. Schweitzer (ed.), *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, N.Y., 1979, pp.1-59.
46. Perry, H.R., D.Green, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 6th Edition, McGraw-Hill, 1988, Japan.
47. Platos de alta capacidad para destilación, absorción y extracción. Boletín UOP-140
48. Smith, B.D., *Design of Equilibrium Stages Process*, McGraw-Hill, N.Y., 1963.
49. Thurston, C.W. Computer-aided design of distillation column controls (Part 1). *Hydrocarbon Processing*, July 1981, pp.125-130.

50. Thurston, C.W. Computer-aided design of distillation column controls (Part 2). Hydrocarbon Processing, August 1981, pp.135-140.
51. Vatcha, S.R. How efficient can distillation be?. Hydrocarbon Processing, January 1989, p.65.
52. Vatcha, S.R. Relating transfer units and theoretical stages. Calculation and Shortcut Deskbook, Chemical Engineering, pp.63-65.
53. Vital T.J., Grosse S.S., Olsen P.I., Estimating separation efficiency, Hydrocarbon Processing, Part 1,2,3, 1984.
54. Ward, T.J. A new correlation for sieve trays, Calculation and Shortcut Deskbook, Chemical Engineering, pp.66-67.