

INSTITUTO TECNOLOGICO DE CELAYA
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA

SINTESIS DE PROCESOS GLOBALES CON
INTEGRACION DE ENERGIA

por

Mauricio Rico Ramírez

Tesis presentada al Departamento de Ingeniería Química como requisito parcial para obtener
el grado de

MAESTRO EN CIENCIAS

Celaya Gto., Mayo de 1998.



I.Q./061/98

INSTITUTO TECNOLÓGICO de celaya

Asunto: Aprobación de Impresión
de Tesis de Maestría

30 de abril de 1998.

Dr. Rafael Chávez Contreras
Jefe del Depto. de Ingeniería Química.
Presente

De acuerdo con la convocatoria hecha por esa Jefatura a su digno cargo con el fin de determinar la aprobación de impresión del Proyecto de Tesis de Maestría, titulado: "SINTESIS DE PROCESOS GLOBALES CON INTEGRACION DE ENERGIA " presentado por el Ing. MAURICIO RICO RAMIREZ, comunico a usted que esta Comisión Revisora de tesis ha tenido a bien aprobar la impresión de este trabajo.

Lo anterior, para los efectos consiguientes.

Dr. Arturo Jiménez Gutiérrez
Presidente

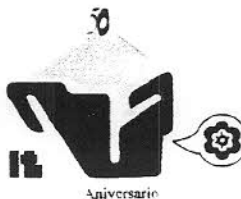
Atentamente

Dr. Fernando Tiscareño Lechuga
Secretario

Dr. Juan Francisco Javier Alvarado
Vocal

Dr. Gustavo Arturo Iglesias Silva
Suplente

*llc



Lo más amargo de la pena de hoy es el recuerdo de la alegría de ayer.

A Edith y Antonio

¿Cómo perder la fe en la justicia de la vida, si los sueños de quienes duermen sobre plumas no son más hermosos que los sueños de quienes duermen sobre tierra?

A mis padres: Esther Ramírez Orozco y J. Inés Rico Gutiérrez con el inmenso cariño que siempre les tendré.

A mis hermanos: Vicente, Esther, Ramiro, Jesús, Angel, Mario, Aracely, Luis y J. Inés con la esperanza de verlos siempre felices.

A Angeles, Cristina, Eva, Gaby Linda, Lupe, Rossy, Arturo, Gerardo, Jesús y todos mis sobrinos con verdadero afecto.

A mis mejores amigos: Lety, Eva, Ernesto, Guillermo, Juan Luis, Chava, Hugo, Pfeiffer, José Luis, Juan Ramón, Julio y Gustavo.

A mis compañeros de maestría por lo que hemos podido compartir: Cesar, Pedro, Angel, Vladimir, Culebro, Martín, Carlos, Botello, Juan, Hammer, Jacinto, Ruy, Silvia, Raúl, Arturo y Alejandro.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) y al Departamento de Ingeniería Química por todo el apoyo brindado para realizar mis estudios.

A los miembros de mi comité: Dr. Arturo Jiménez Gutiérrez, Dr. Fernando Tiscareño Lechuga, Dr. Francisco Javier Alvarado y Dr. Gustavo Iglesias Silva.

A Salamanca, Gto.

Hay un espacio entre la imaginación y los logros de un hombre que solo pueden atravesar sus deseos.

Tabla de Contenido

	Pág.
Resumen	i
Lista de Tablas	ii
Lista de Figuras	iv
Lista de Símbolos	vii
Capítulo 1 Introducción	1
Capítulo 2 Antecedentes Bibliográficos	4
2.1 Integración de energía en sistemas de separación	4
2.1.1 Métodos heurísticos	5
2.1.2 Métodos evolucionarios	6
2.1.3 Métodos algorítmicos	6
2.1.4 Métodos termodinámicos	8
2.2 Integración de energía mediante el método del punto de pliegue	9
2.3 Integración de energía en redes existentes	12
2.4 Integración de energía en reactores	14
2.5 Integración de energía en procesos globales	14
Capítulo 3 Metodología	24
3.1 Introducción	24
3.2 Planteamiento del problema	26
3.3 Metodología propuesta	27
3.4 Análisis de las estrategias de integración	30
3.4.1 Ventaja integral al evitar que las columnas intercepten el punto de pliegue	30

	Pág.	
3.4.2	Correcta ubicación de las columnas entre sí y frente al pliegue del proceso	33
3.4.3	Técnicas de relajación	38
Capítulo 4	Caso de Estudio	48
4.1	Elección del problema	48
4.2	Construcción del problema	49
4.2.1	Reacciones involucradas	49
4.2.2	Características de diseño	50
4.3	Obtención de las características energéticas para las corrientes del proceso	53
4.3.1	Simulación inicial al proceso	53
4.3.2	Primera modificación al proceso	56
4.3.3	Aplicación de la metodología al proceso	59
4.4	Resultados	65
4.4.1	Comparación entre los costos totales para el proceso de producción de estireno	65
4.4.2	Análisis gráfico	67
4.4.1	Comparación entre los costos totales después de seleccionar los servicios utilizados	71
4.5	Conclusiones	74
Capítulo 5	Conclusiones Generales	75
5.1	Conclusiones	75
5.2	Recomendaciones	76
Bibliografía		77

SINTESIS DE PROCESOS GLOBALES CON INTEGRACION DE ENERGIA

por: **Mauricio Rico Ramírez**

Resumen

El ahorro de servicios ofrece un potencial interesante para mejorar la economía de un proceso. Por tal motivo, uno de los campos que más recientemente ha comenzado a ser explorado es la aplicación de técnicas que generen integraciones globales de procesos dentro de las industrias químicas. Sin embargo, la integración energética global es una tarea muy difícil que encierra una gran cantidad de posibilidades.

El propósito del presente trabajo es el desarrollo de una metodología capaz de lograr la correcta ubicación de las corrientes de las columnas de destilación de un proceso, dentro de un rango de temperaturas determinado, para obtener su mejor integración dentro del proceso global aplicando los conceptos del punto de pliegue. Además de incorporar mecanismos para la correcta selección de la ΔT_{\min} de diseño de la red, se propone considerar el efecto que la diferencia de temperaturas entre columnas (DT) tiene sobre el potencial de integración global del proceso, definiendo DT como el intervalo de temperaturas existente entre el condensador y el reboiler de dos columnas inmediatas. Finalmente, se presenta la aplicación de la estrategia de integración a un caso de estudio del diseño global de una planta química.

Los resultados obtenidos muestran la efectividad de la estrategia propuesta para el desarrollo de objetivos globales de integración en procesos que contengan columnas de destilación.

Dirigida por:

Dr. Arturo Jiménez Gutiérrez.

Lista de Tablas

Tabla	Pág.
3.1 Datos energéticos para el Ejemplo 1	31
3.2 Datos energéticos para el Ejemplo 1 modificado	33
3.3 Datos energéticos para el Ejemplo 2	36
3.4 Datos energéticos para el Ejemplo 2 modificado	37
3.5 Datos energéticos para el Ejemplo 3	38
3.6 Datos energéticos para el Ejemplo 3 modificado	40
4.1 Conversiones utilizadas para el proceso de producción de estireno	54
4.2 Presiones de operación iniciales para las columnas del proceso de producción de estireno	54
4.3 Características energéticas iniciales para el proceso de producción de estireno	55
4.4 Presiones de operación para las columnas del proceso de producción de estireno para la primera modificación	57
4.5 Características energéticas para el proceso de producción de estireno para la primera modificación	58
4.6 Presiones de operación para las columnas del proceso de producción de estireno para la segunda modificación	63
4.7 Características energéticas para el proceso de producción de estireno para la segunda modificación	64
4.8 Resultados mínimos para el proceso de producción de estireno	66
4.9 Costos totales para el proceso de producción de estireno	66

Tabla

	Pág.
4.10 Costos totales para el proceso de producción de estireno al seleccionar los servicios utilizados	73
4.11 Ahorros para la primera y segunda modificación del proceso de producción de estireno con respecto al problema inicial	73

Lista de Figuras

Figura	Pág.
2.1 Gran Curva Compuesta para la columna (a) mínima condición termodinámica (b) mínima condición termodinámica con la ayuda de equipo adicional	8
2.2 Diagrama de Curvas Compuestas	10
2.3 Gran Curva Compuesta	10
2.4 Rangos de mejoras factibles para un proceso existente	13
2.5 Dependencia del ahorro sobre la inversión y el Tiempo de recuperación	13
2.6 Columna de Destilación Convencional	15
2.7 Columna de destilación cruzando el pliegue en la cascada de calor	16
2.8 Columna por arriba o debajo del pliegue	17
2.9 Interacción entre modificación de procesos, selección de servicios y costo capital de la red de intercambio	18
2.10 Curvas compuestas para el proceso sin modificación	19
2.11 Curvas compuestas para el proceso modificado	20
2.12 Interacción entre modificación de procesos, selección de servicios y costo capital de la red de intercambio según Linnhoff y Smith	21
3.1 Diagrama de Cebolla	25
3.2 Diagrama de Cebolla modificado	26
3.3 Metodología propuesta para la integración global	28
3.4 Ubicación de las columnas frente al pliegue para el Ejemplo 1	31

Figura	Pág.
3.5 Representación de las columnas de destilación frente a la supercurva	34
3.6 Columnas de destilación que no se interceptan entre sí frente a la supercurva del proceso	35
3.7 Columnas de destilación que si se interceptan entre sí frente a la supercurva del proceso	35
3.8 Ubicación de las columnas frente al pliegue para el Ejemplo 2	37
3.9 Ubicación de las columnas frente al pliegue para el Ejemplo 2 modificado	37
3.10 Ubicación de las columnas frente al pliegue para el Ejemplo 3	39
3.11 Efecto sobre el costo total como función del cambio en la ΔT_{\min}	41
3.12 Aumento consecutivo de DTs entre columnas	42
3.13 Efecto sobre el costo total como función del cambio en el DT entre columnas	43
3.14 Diagrama de Curvas compuestas para un proceso existente	43
3.15 Curvas compuestas estrechas en los intervalos correspondientes a las columnas de destilación	44
3.16 Efecto sobre el costo total como función de la ΔT_{\min} para el Ejemplo 3	45
3.17 Efecto sobre el costo total como función de la DT entre columnas para el Ejemplo 3	46
4.1 Proceso de producción de estireno	51
4.2 Ubicación de las columnas frente al pliegue del proceso de producción de estireno para la condición inicial	56
4.3 Supercurva del proceso de producción de estireno sin tomar en cuenta las columnas de destilación	59

Figura

	Pág.
4.4 Ubicación de las columnas frente a la supercurva del proceso de producción de estireno para la primera modificación	60
4.5 Ubicación de las columnas frente a la supercurva del proceso de producción de estireno para la segunda modificación	65
4.6 Diagrama de curvas compuestas para la condición inicial	68
4.7 Diagrama de curvas compuestas para la primera modificación	69
4.8 Diagrama de curvas compuestas para la segunda modificación	70
4.9 selección de servicios para el proceso de producción de estireno	71
4.10 Intervalos ocupados para calcular el área mínima de la red para el proceso de producción de estireno	72

Lista de Símbolos

Mayúsculas y minúsculas

A	Area de intercambio de calor.
$A_{\text{existente}}$	Area existente de intercambio de calor.
A_{min}	Area mínima de intercambio de calor.
$CGCC$	Gran Curva Compuesta para la Columna.
Col.	Columna de destilación.
DCC	Diagrama de Curvas Compuestas.
DT	Diferencia de temperaturas entre columnas.
$EGCC$	Gran Curva Compuesta Extendida.
ESI	Indice de Facilidad de Separación.
GCC	Gran Curva Compuesta.
HEN	Red de Intercambio de Calor.
Q_{cond}	Carga calorífica para el condensador.
Q_c	Servicios de enfriamiento para la red de intercambio.
$Q_{c_{\text{min}}}$	Servicios mínimos de enfriamiento para la red de intercambio.
Q_h	Servicios de calentamiento para la red de intercambio.
$Q_{h_{\text{min}}}$	Servicios mínimos de calentamiento para la red de intercambio.
Q_{reb}	Carga calorífica para el reboliler.
T_{cond}	Temperatura del condensador.
T_p	Temperatura de pliegue.
T_{reb}	temperatura del reboiler.

Letras griegas

ΔT	Diferencia de temperaturas para el diseño de la red de intercambio de calor
ΔT_{\min}	Diferencia de temperaturas mínima para el diseño de la red de intercambio de calor.
α	Factor de eficiencia de área.

Capítulo 1

Introducción.

Los altos costos de energía observados durante la década de los setentas motivaron el desarrollo de procesos con un uso eficiente de energía. El ahorro de servicios ofrece un potencial interesante para mejorar la economía de un proceso. Se ha demostrado, por ejemplo, que el costo de servicios en columnas de destilación representa el componente principal en el costo de operación de esos procesos de separación. En un caso particular, Morari y col. (1980) demostraron que el consumo de servicios que se origina por las columnas de destilación puede ser mayor de un 50% de los gastos energéticos totales en una planta química. Por tal motivo, una gran cantidad de los trabajos de integración que se han hecho hasta el momento se enfocan principalmente en las columnas de destilación. Sin embargo, es claro que las columnas de destilación representan sólo una parte del proceso dentro de la industria química.

En un proceso químico se tienen en forma general varias corrientes que requieren de calentamiento y otras que necesitan de enfriamiento. Una práctica común es satisfacer estos requerimientos mediante el uso de servicios (medios externos de calentamiento y enfriamiento). Durante la década de los setentas se empezaron a estudiar técnicas para la síntesis de sistemas que aprovecharan las características de las corrientes involucradas en un proceso, de tal manera que corrientes calientes y corrientes frías intercambiaran calor. Actualmente una de las técnicas más utilizada para el diseño de redes de intercambio de calor es el método del punto de pliegue (Linnhoff y col., 1981).

En los primeros trabajos realizados para ahorrar energía en las plantas industriales es común encontrar análisis de los sistemas divididos en bloques para facilitar su estudio. En muchas ocasiones se han integrado los sistemas de separación encontrando secuencias o

trenes de separación óptimos. Sin embargo, la optimización en ocasiones es aparente puesto que sólo se aprecia cuando se analiza el sistema en forma aislada y no tiene los mismos resultados cuando se analiza el proceso global; algo similar ocurre con otras técnicas como el diseño de redes de intercambio de calor. En relación a lo anterior, Linnhoff y col. (1983) establecieron que en muchas de las ocasiones la aplicación de técnicas de integración aisladas pueden interferir en la aplicación de técnicas posteriores de integración y además pueden afectar la ejecución del proceso global. Por tal motivo, uno de los campos que recientemente ha comenzado a ser explorado es la aplicación de técnicas que lleven a la integración global de procesos dentro de las industrias químicas.

Para entender más claramente el concepto de integración global de un proceso se comenzará por señalar lo siguiente: si se organiza jerárquicamente un proceso, en los bloques que lo conforman, se partiría del sistema de reacción (primer bloque) seguido por los sistemas de separación (segundo bloque); ya que se tienen los procesos básicos con balances de materia y energía se puede entonces diseñar un sistema para la recuperación de calor (tercer bloque). Finalmente, con la necesidad de identificar claramente los servicios en términos de “cuanto” y “donde” proporcionarlos se requiere diseñar un sistema para los servicios (cuarto bloque). La integración global de un proceso es entonces la optimización mediante un mecanismo interactivo que tome en cuenta los cuatro bloques anteriores.

En el estudio que se presenta a continuación se analiza la integración global de los procesos químicos aplicando el método del punto de pliegue. Sin embargo, el objetivo primordial de esta investigación es el de establecer una estrategia de diseño óptimo de plantas con integración de energía mediante la colocación o integración adecuada de sus columnas de destilación. En forma general, este trabajo se ubica en el segundo bloque antes mencionado, buscando generar algunas reglas sencillas, para visualizar rápidamente la forma de manipular las columnas de destilación, de modo que ayuden en la integración global y como consecuencia en la economía total del proceso estudiado.

En el segundo capítulo de este trabajo de investigación se presenta un breve resumen de investigaciones reportadas en la literatura que se han revisado como fuente de información. En el tercer capítulo se presenta la metodología propuesta para este estudio y se analizan las estrategias de integración utilizadas en su seguimiento. El cuarto capítulo

presenta la aplicación de la metodología anterior a un caso de estudio. Finalmente, el capítulo cinco presenta conclusiones generales del trabajo y recomendaciones propuestas para trabajos futuros.

Capítulo 2

Antecedentes Bibliográficos

En este capítulo se resumen algunos de los trabajos reportados en el campo de la integración de energía que son más relevantes para el presente trabajo de investigación.

2.1 Integración de energía en sistemas de separación

Los esquemas de separación, principalmente las columnas de destilación, incluyen equipos que consumen una gran cantidad de energía; debido a esto, se han originado un gran número de trabajos para integrar este tipo de equipos y disminuir sus gastos energéticos.

El estudio y síntesis de un sistema de separación se puede hacer siguiendo cuatro enfoques generales :

- a) Métodos heurísticos.
- b) Métodos evolucionarios.
- c) Métodos algorítmicos.
- d) Métodos termodinámicos.

Los métodos heurísticos están basados en la experiencia del diseño de sistemas de procesos similares y en la comprensión de los fenómenos físicos y químicos relacionados con las diferentes operaciones unitarias. Los métodos evolutivos toman una secuencia obtenida mediante la experiencia y posteriormente se van haciendo pequeñas modificaciones hasta obtener una secuencia mejor. Los métodos algorítmicos garantizan una solución óptima, dependiendo de las variables de optimización que se fijen para cada diseño individual. Los métodos termodinámicos se basan en el segundo principio de la

termodinámica, es decir, que cualquier proceso reversible para llevar a cabo una determinada transformación, requiere trabajo.

A continuación se presenta un breve resumen de algunas investigaciones que han ayudado a la evolución de cada uno de los enfoques anteriores.

2.1.1 Métodos heurísticos

Estos métodos son los más antiguos. Uno de los primeros en esforzarse en sintetizar secuencias de destilación óptimas fue Harbert (1957) quien propuso dos heurísticas :

- Dejar al final la separación más difícil.
- Separar la alimentación cerca de 50-50.

Reglas heurísticas como las propuestas por Harbert han llamado la atención de los investigadores y han propiciado muchos trabajos posteriores.

Un método simple para la síntesis sistemática de la secuencia inicial para la separación de mezclas multicomponentes fue propuesto por Nadgir y Liu (1983). El método aplica las siguientes reglas heurísticas :

- Favorecer la destilación ordinaria y remover el agente de separación primero.
- Evitar la destilación al vacío y el uso de refrigerantes.
- Favorecer las secuencias que rindan el número mínimo de productos necesario.
- Remover los componentes corrosivos y peligrosos primero.
- Realizar al último las separaciones difíciles.
- Remover el componente más abundante primero.
- Favorecer los cortes equimolares (50-50).

Nadgir y Liu mostraron, con ejemplos resueltos en otros artículos, que su método obtiene secuencias iniciales más baratas que aquellas obtenidas mediante otros métodos heurísticos y heurísticos-evolucionarios.

2.1.2 Métodos evolucionarios

La técnica evolucionaria es probablemente el método más usado por los diseñadores de procesos para resolver la gran tarea de sintetizar el diagrama de flujo de un proceso.

Stephanopoulos y Westerberg (1976) organizaron la lógica de la síntesis evolutiva en tres puntos :

- Desarrollar la secuencia inicial basándose en reglas heurísticas.
- Desarrollar los posibles cambios de la secuencia inicial y guiar la evolución hacia la dirección más prometedora.
- Determinar la estrategia evolucionaria.

Como las reglas heurísticas generan una buena secuencia inicial y reducen el espacio de búsqueda al rechazar las secuencias que no mejoran el costo de operación del sistema, Seader y Westerberg (1977) desarrollaron un método combinado de seis reglas heurísticas y reglas evolucionarias. Posteriormente Nath y Motard (1981) extendieron el trabajo de Seader y Westerberg y propusieron la descomposición del problema de síntesis en dos fases :

- En la primera fase obtienen una excelente secuencia inicial mediante una computadora digital y ocho reglas heurísticas.
- En la siguiente fase la secuencia inicial se modifica en base a cinco reglas evolucionarias. Las reglas evolucionarias cuestionan y relajan las tres primeras reglas heurísticas, ya que son las que determinan de manera crucial la selección de los separadores y la secuencia de los cortes, obteniendo así la secuencia óptima que puede incluir destilación y destilación extractiva.

2.1.3 Métodos algorítmicos

Hendry y Hughes (1972) fueron los primeros en utilizar programación dinámica para la síntesis de sistemas de separación. En esta metodología se generan sistemáticamente

subproblemas de separación de todas las posibles secuencias y se obtiene la secuencia de separación óptima mediante la construcción progresiva con los mínimos de separación de los subgrupos.

La solución óptima para una secuencia de separación depende fuertemente de los costos de servicios, por lo cual Rathore y col. (1974a) propusieron un método para realizar la síntesis de sistemas de separación al mismo tiempo que la integración energética. Para esto ocuparon programación dinámica que generaba todos los subproblemas de separación que pueden ocurrir, acoplándola con técnicas de *branch and bound* para realizar la integración energética. Este método se aplicó con buenos resultados a una mezcla de cinco componentes, utilizando columnas de destilación isobáricas para todas las separaciones. Más adelante, Rathore y col. (1979b) estudiaron el mismo caso pero ahora realizando la optimización de las presiones de operación en las columnas. Ellos reportan ahorros hasta de un 24 % en los gastos totales.

Tedder y Rudd (1978) realizaron un estudio paramétrico, donde compararon económicamente ocho configuraciones de destilación que separan mezclas ternarias de hidrocarburos ligeros de comportamiento ideal. Las ocho configuraciones incluyen secuencias directas e indirectas con columnas convencionales, columnas simples con salidas laterales (tres corrientes de salida), secuencias con cortes no-perfectos con o sin prefractionador y columnas térmicamente acopladas. Presentaron diagramas triangulares con regiones óptimas para $ESI < 1.6$ y $ESI \geq 1.6$ (ESI = índice de facilidad de separación). Establecieron las regiones óptimas para las secuencias y las conclusiones resultan algo inciertas, ya que el costo de las diferentes configuraciones depende de muchas variables de manera compleja y no solamente del ESI y de la composición de la alimentación ternaria.

Andrecovich y Westerberg (1985) consideraron que el producto de la carga del condensador y el rehervidor y la diferencia de temperaturas entre el rehervidor y el condensador es constante para una columna simple que trabaja en un amplio rango de

presión. Los autores muestran con sus aplicaciones como obtener costo anual para una separación multicomponente.

2.1.4 Métodos termodinámicos

Las investigaciones de este bloque se basan en el segundo principio de la termodinámica, partiendo del punto de que ningún proceso real es cien por ciento eficiente.

Petlyuk y col. (1965) fueron de los primeros en tratar de seleccionar la secuencia de destilación multicomponente apropiada en base a un análisis termodinámico, utilizando como objetivo minimizar la irreversibilidad termodinámica.

Partiendo de un sistema de destilación sin integración de calor. Umeda y col. (1979) encuentran un método de conservación de energía. El método se basa en un análisis termodinámico que utiliza un diagrama de la energía disponible en el sistema; posteriormente se modifica ese sistema de manera evolucionaria, originando que las pérdidas de la energía disponible y los costos de diseño decrezcan de manera monótonica, para obtener finalmente la mejor secuencia con integración de energía.

Dhole y Linnhoff (1992) buscaron el pliegue para columnas de separación en forma aislada o como parte de una secuencia global, y establecen que la mínima condición termodinámica, para una columna de destilación, es que se opere en forma reversible o que las pérdidas termodinámicas dentro de la columna sean cero. El perfil para cualquiera de las condiciones anteriores lo presentan en un diagrama de temperatura-entalpía. El perfil anterior es llamado *Gran Curva Compuesta para la Columna (CGCC)* y esta herramienta puede ser usada para identificar el campo dentro del cual se pueden hacer modificaciones a los servicios del condensador o rehervidor mediante el uso de condensadores o rehervidores intermedios (ver Fig. 2.1). El mismo diagrama puede ser usado para integrar las columnas más eficientemente dentro de un tren de separación.

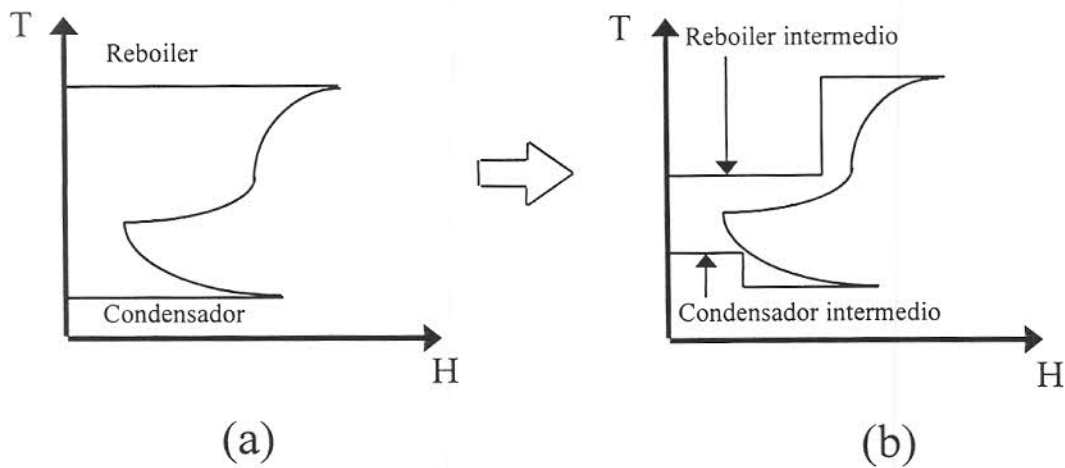


Fig. 2.1 Gran Curva Compuesta para la columna (a) mínima condición termodinámica (b) mínima condición termodinámica con la ayuda de equipo adicional.

2.2 Integración de energía mediante el método del punto de pliegue

El diseño de redes de intercambio de calor genera casi en forma general una muy buena distribución entre los potenciales caloríficos de cada una de las corrientes que forman un proceso industrial. Por tal motivo, es éste uno de los campos más utilizados para la integración de energía.

Una de las técnicas más aplicada actualmente en el diseño de redes de intercambio de calor, y que además ha demostrado proporcionar ahorros energéticos sustanciales cuando se aplica a los procesos químicos, es el *Método del Punto de Pliegue* (Linnhoff y col. 1981,1983). Esta técnica se caracteriza por generar un punto restrictivo para la integración de calor; a este punto se le conoce como punto de pliegue. Una vez que se ha determinado el punto de pliegue del proceso el problema queda dividido en dos zonas, las cuales determinan los servicios energéticos necesarios en el sistema.

Linnhoff y col. (1981) establecen el procedimiento y las reglas que se deben respetar para utilizar su método de integración. Cuando se tiene un sistema de corrientes, el primer paso consiste en proponer una diferencia de temperaturas mínima para el intercambio ΔT_{\min} y en base a esta diferencia se construirá el *Diagrama de Curvas Compuestas (DCC)*. El *DCC* es la combinación de todas las corrientes calientes y frías en un balance de materia y energía en términos de sus contenidos de calor (Fig. 2.2). Este diagrama muestra los perfiles globales de calor disponible y calor demandado por el sistema en todo su rango de temperaturas; además, presentan los requerimientos mínimos posibles de servicios de calentamiento y enfriamiento. Otra herramienta gráfica empleada en el método de pliegue es la *Gran Curva Compuesta (GCC)* que representa la cascada de calor en un intervalo de temperaturas obtenida para un proceso cuando se le aplica la técnica de pliegue (Fig. 2.3). La *GCC* se utiliza principalmente para identificar el tipo de servicios que requiere el sistema en un determinado rango de temperaturas. Con las dos herramientas anteriores se procede a construir la red de intercambio de calor que satisfaga los requerimientos de una forma más económica. Sin embargo, antes de comenzar esta labor se deben tener en cuenta los tres principios fundamentales del método de pliegue que establecen lo siguiente:

- a) No debe de haber servicios de calentamiento por debajo del pliegue.
- b) No debe de haber servicios de enfriamiento por arriba del pliegue.
- c) No debe de existir intercambio de calor a través del pliegue.

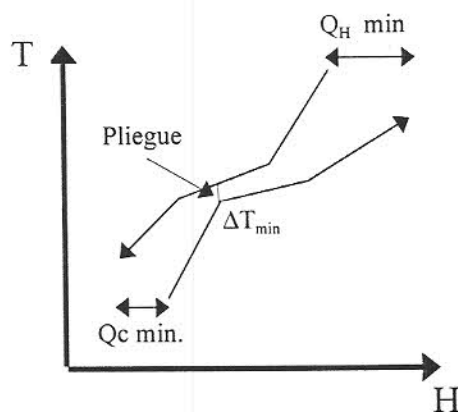


Fig. 2.2 Diagrama de Curvas Compuestas.

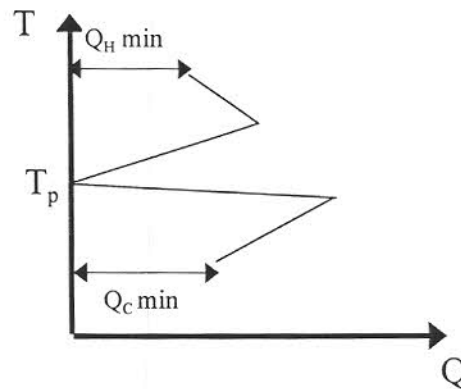


Fig. 2.3 Gran Curva Compuesta.

Aún en las primeras publicaciones hechas para esta técnica, las herramientas y los principios anteriores son los mismos que los que se manejan actualmente. Sin embargo, la complejidad de los problemas ha ido evolucionando. El *método de pliegue* en su forma más simple hace las siguientes suposiciones :

- Corrientes con capacidad calorífica constante.
- Para cualquier intercambio servicio-proceso o proceso-proceso se aplica la misma ΔT_{\min} .
- Existen sólo un servicio de calentamiento y un servicio de enfriamiento.
- No se cuenta con ninguna restricción de seguridad o controlabilidad al realizar el intercambio.

Las suposiciones anteriores disminuyen notablemente la complejidad de un problema, pero al mismo tiempo limitan sus resultados. Por tal motivo, Linnhoff y col. (1983) extienden el algoritmo para poder ser aplicado con más certeza a los problemas y proponen las siguientes modificaciones:

- Según sea el tipo de transferencia de calor vapor-vapor, líquido-líquido o líquido-vapor, se tiene que definir una determinada ΔT_{\min} .

- Se usan relaciones no lineales tanto para entalpía como para temperatura.
- Se generan restricciones para los intercambios de calor previniendo problemas de seguridad u operabilidad en el proceso.
- Se proponen varios niveles de servicios.

2.3 Integración de energía en redes existentes

El método del punto de pliegue es una herramienta adecuada en el diseño de redes de intercambio de calor para ayudar en la economía de un sistema (Linnhoff y col., 1983). Sin embargo, trabajos posteriores contemplaron la necesidad de crear técnicas capaces de reajustar redes existentes. Linnhoff y Tjoe (1986) propusieron una técnica de reajuste basada en el mismo método de pliegue. El nuevo método muestra que las redes de intercambio de calor reajustadas deben ser desarrolladas en dos etapas: objetivos de ahorro y diseño del sistema. Para el reajuste de la red existente se debe de calcular el factor de eficiencia de área, α , que se define como la relación del área mínima requerida entre el área mínima existente.

$$\alpha = [A_{\min}/A_{\text{existente}}] \quad (2.1)$$

La relación dada por la Ecuación. 2.1 supone un requerimiento energético constante. Considerando α como constante para todo el estudio, se construye un diagrama área contra energía en el cual se puede identificar la región más factible para hacer mejoras al diseño (Fig. 2.4).

Si ya se ha identificado la región factible para un mejor diseño, se estudiarán las posibles mejoras al diseño y se traza una gráfica de ahorro anual contra tiempo de recuperación (Fig. 2.5). De la gráfica anterior se elige el ΔT_{\min} para el rediseño que genere el tiempo de recuperación de inversión deseado.

Esta metodología se ha aplicado exitosamente en algunos problemas reales y es así como se han reajustado algunos procesos ya existentes. En estos se han logrado ahorros que van desde un 15 a un 50% en el gasto global (Linnhoff y Tjoe, 1986).

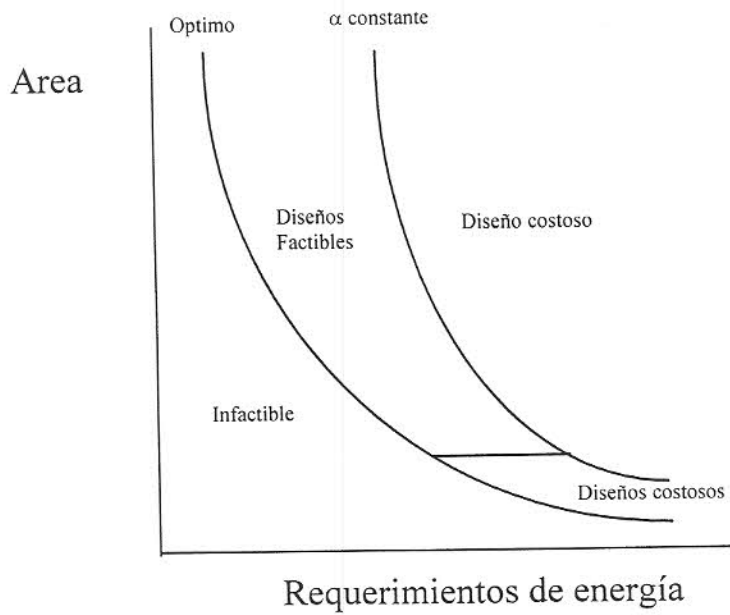


Fig. 2.4. Rangos de mejoras factibles para un proceso

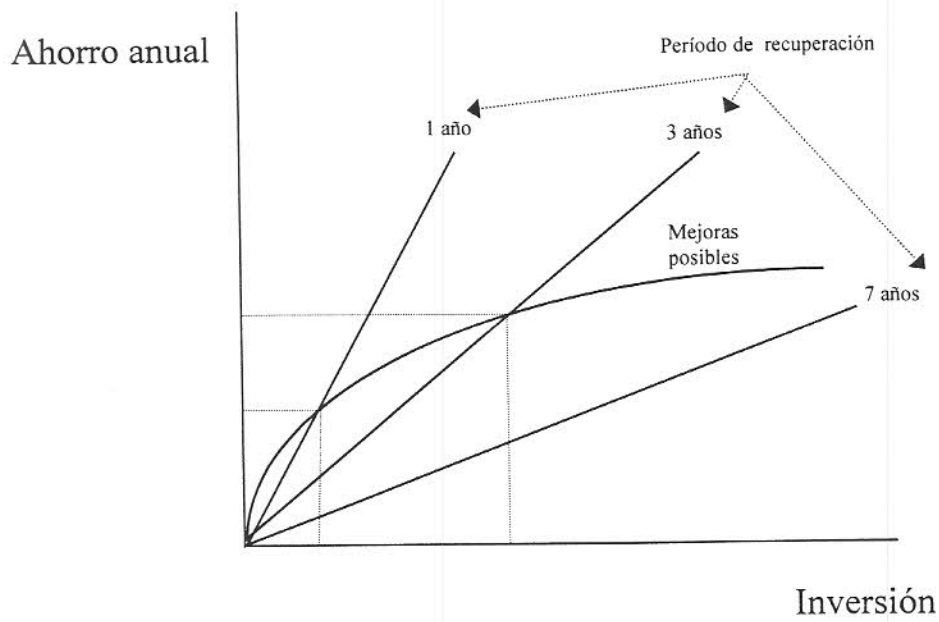


Fig. 2.5 Dependencia del ahorro sobre la inversión y el tiempo de recuperación.

2.4 Integración de energía en reactores

Glavic y col. (1990) aplicaron la tecnología de pliegue a sistemas globales incluyendo los reactores. Ellos proponen los siguientes dos pasos principales para integrar la energía de un reactor en forma global con el sistema :

- 1) Clasificar el sistema de reacción y colocar correctamente el reactor en el proceso.
- 2) Optimizar la integración del reactor junto con el proceso tratando de respetar los puntos siguientes :
 - Los reactores exotérmicos deben ser operados por arriba de la temperatura de pliegue.
 - Los reactores endotérmicos deben ser operados bajo la temperatura de pliegue.

Para cambiar el perfil de los reactores adiabáticos dentro de la Gran Curva Compuesta se propone :

- Variar la temperatura de alimentación al reactor.
- Variar la concentración de los reactantes e inertes en la alimentación al reactor.
- Disminuir el grado de conversión o cambiar la fracción de producto recirculado.

2.5 Integración de energía en procesos globales

La integración de energía en procesos globales es una de las técnicas más recientes dentro del campo del ahorro de energía. A continuación se presentan algunos de los trabajos relevantes. Esta bibliografía será la base para el estudio que se presenta en este trabajo de investigación.

Linnhoff y col. (1983) estudiaron los beneficios de interaccionar los sistemas de destilación con el resto del proceso, mostrando que una correcta integración energética resulta en la minimización de los servicios necesarios. Asimismo, generan conceptos que ayudan en la integración de energía. Definen que la correcta integración energética de un

sistema de destilación ocurre cuando las columnas no interceptan el punto de pliegue que origina el proceso cuando no se toman en cuenta las columnas. Para entender un poco más el concepto anterior, a continuación se muestran los principios básicos de esta investigación.

Una columna de destilación convencional (Fig. 2.6) toma el calor Q_{reb} en el reboiler a la temperatura T_{reb} y expulsa el calor Q_{cond} en el condensador a una temperatura más baja T_{cond} . Así, este sistema puede ser analizado como una caja negra tomando y expulsando calor mientras realiza una separación. Esas cargas de calor, en sus respectivos niveles de temperatura, son ubicadas frente a la cascada de calor que ya ha sido generada por las corrientes del proceso sin tomar en cuenta la columna de destilación. Después de esto es claro cual es la posición de la columna con relación al pliegue. Hay dos posibilidades, puede ser que la columna de destilación cruce el pliegue en la cascada de calor, o que la columna se ubique totalmente por arriba o por debajo del pliegue. Las consecuencias originadas en cada uno de estos casos muestran diferencias significativas.

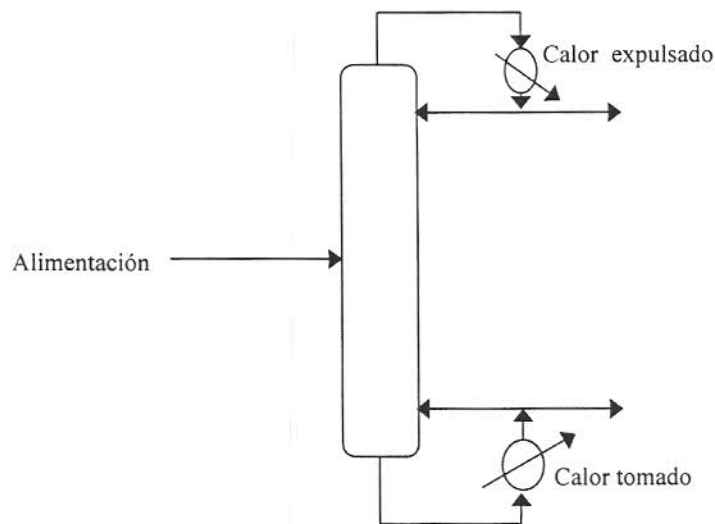


Fig. 2.6 Columna de Destilación Convencional.

Columna de Destilación Cruzando el Pliegue

En este caso, el calor Q_{reb} es requerido a una temperatura más alta que la temperatura de pliegue y el calor Q_{cond} es expulsado abajo de la temperatura de pliegue, como se muestra en la Fig. 2.7. En otras palabras, se requiere tomar calor de una parte del proceso la cual es un sumidero y adicionar a otra parte la cual es una fuente. Como resultado de lo anterior, una unidad Q_{reb} extra de servicios calientes debe de ser importada y otra unidad Q_{cond} extra de calor debe ser expulsada, de tal forma que el calor es transferido a través del pliegue; y como consecuencia se debe pagar por este calor en incrementos de servicios usados. Por consiguiente, nunca puede ser una ventaja tener una columna cruzando el pliegue.

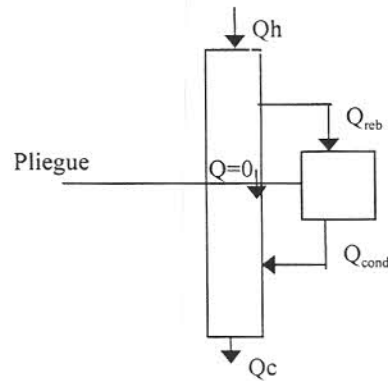


Fig. 2.7 Columna de destilación cruzando el pliegue en la cascada de calor .

Columna de Destilación que no Cruza el Pliegue

Las posibilidades para este caso se ilustran en la Fig. 2.8. Primero se considera una columna enteramente arriba del pliegue, donde sólo el sumidero del proceso es afectado. El calor Q_{reb} es tomado de arriba del pliegue y el calor Q_{cond} expulsado a una temperatura también arriba del pliegue. La columna pide prestado calor del proceso y lo regresa mientras aún es utilizable. El cambio en el consumo de servicios calientes guardando el flujo del pliegue como cero es sólo la diferencia entre las dos cargas, un incremento si

$Q_{reb} > Q_{cond}$ o un decremento si $Q_{cond} > Q_{reb}$. Sin embargo, Q_{cond} es frecuentemente similar a Q_{reb} , por lo tanto estos incrementos o decrementos no serán muy grandes.

Bajo el pliegue se obtendrán resultado análogos. No se necesitan servicios extras de enfriamiento para $Q_{reb} = Q_{cond}$, un incremento marginal para $Q_{reb} < Q_{cond}$ y un decremento marginal para $Q_{reb} > Q_{cond}$.

Considerando los conceptos anteriores podemos concluir los siguientes puntos. Con columnas totalmente arriba del pliegue la carga de calor Q_{reb} no necesita ser del proceso. En otras palabras el reboiler no necesita ser integrado con el resto del proceso. Sin embargo, el calor Q_{cond} si debe ser integrado con el proceso.

Bajo el pliegue la lógica es análoga. El reboiler debe de ser integrado pero el condensador no necesita serlo.

De acuerdo a lo anterior sólo el condensador o el reboiler necesitan normalmente ser integrados con el proceso. Esto obviamente simplifica los problemas de operabilidad asociados con la integración de columnas de destilación.

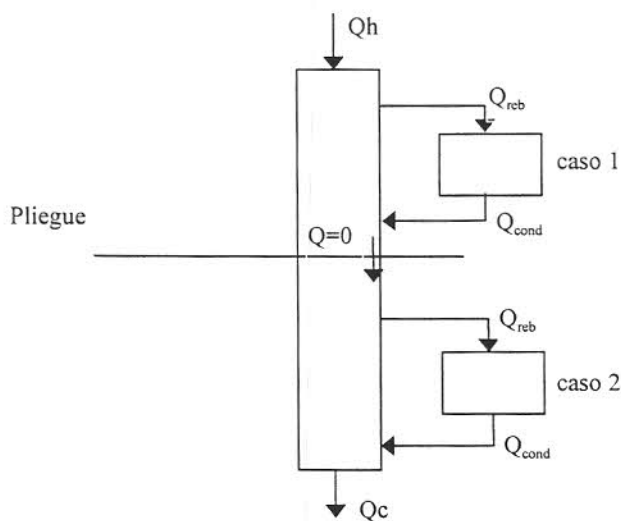


Fig. 2.8 Columna por arriba o debajo del pliegue

Formas de forzar las columnas a alejarse del Pliegue

Para evitar que las columnas intercepten el pliegue, pueden utilizarse las siguientes opciones :

- *Cambiar la presión de operación de la columna.* Esta opción se utiliza para cambiar las temperaturas de operación del condensador y el rehervidor. Elevando la presión de la columna, ésta puede desplazarse sobre el punto de pliegue, y disminuyéndola se puede situar bajo del punto de pliegue.
- *Dividir las cargas de la columna.* Esto esencialmente significa dividir la alimentación a la columna y usar dos o más columnas en lugar de una. Las presiones de cada columna deberán ser escogidas de modo que ninguna de las nuevas columnas cruce el pliegue. Sin embargo, en este punto es claro que en términos de capital dos columnas serán más caras que una.
- *Acoplamiento térmico.* Es una alternativa de solución cuando la carga de calor está limitando las posibilidades de integración. Con esta técnica se reduce la carga de calor, eliminando al menos un rehervidor y/o un condensador de la carga total a ser manejada.
- *Adicionar condensadores y rehervidores intermedios.* Con esto, se adiciona o se remueve energía en cualquier etapa dentro de la columna (a diferencia de las columnas convencionales). El objetivo es obtener otro nivel de temperatura en la cascada de calor del sistema para poder mover la columna de manera que no intercepte el punto de pliegue del proceso.

Linnhoff y col. (1990) extendieron su trabajo publicado en 1983, y establecieron que la aplicación de técnicas individuales de ahorro como la modificación en los procesos, la selección de los servicios y la optimización capital en la red de intercambio, cada una por separado realiza ahorros en sus respectivos costos. Sin embargo, muestran como cada técnica por separado interactúa con las otras (Fig. 2.9) generando conflictos entre ellas. Finalmente proponen una posible ruta de integración para optimizar el costo total de un

proceso dado. En su trabajo ejemplifican problemas como los que se exponen a continuación.

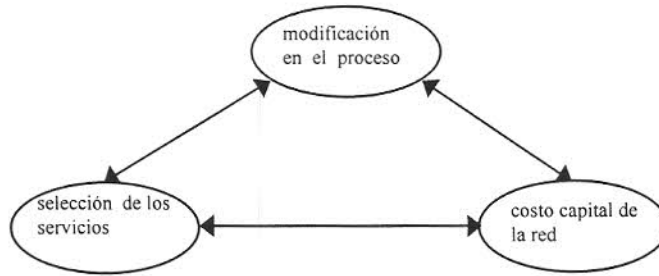


Fig. 2.9 Interacción entre modificación de procesos, selección de servicios y costo capital de la red de intercambio.

Caso 1. Interacción entre modificación a los procesos y selección de servicios

Este tipo de interacción se puede presentar cuando se tiene un sistema que contiene una columna de destilación que cruza el pliegue del proceso. Para poder evitar la intersección de la columna con el punto de pliegue, la columna será sujeta a un aumento en su presión de operación. Con la modificación anterior al proceso se logra desplazar la columna hacia arriba del pliegue. Sin embargo, la modificación anterior ha provocado que los servicios sufran de igual forma un cambio; esto es, los servicios requeridos en el sistema cambiaron de vapor de media presión a vapor de alta presión, de modo que los ahorros antes logrados en el consumo de servicios mediante la mejor integración del proceso se ven afectados por el aumento en sus costo.

Caso 2. Interacción entre modificación a los procesos y costo capital de la red de intercambio

Para explicar este punto, se señala el siguiente ejemplo. Tenemos ahora un proceso que al ser integrado mediante el método del pliegue genera un diagrama de curvas compuestas como el mostrado en la Fig. 2.10.

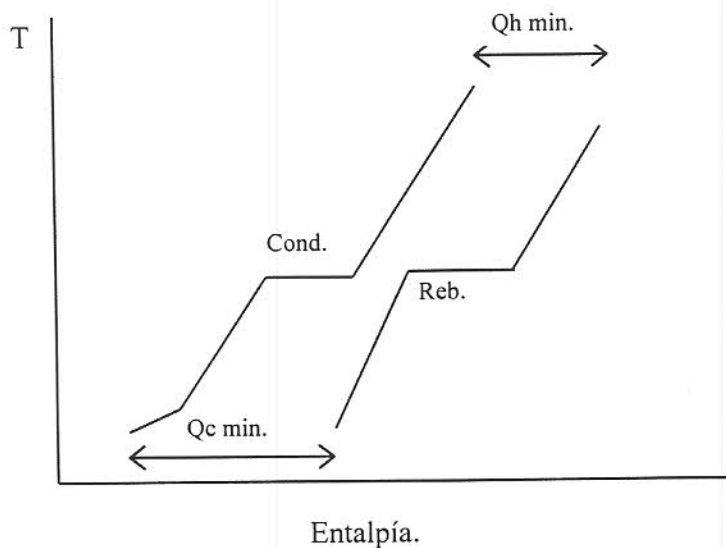


Fig. 2.10 Curvas compuestas para el proceso sin modificación.

Como se hizo en el caso 1, se propuso una modificación en la presión de operación de la columna de destilación, y este cambio provocó que el diagrama de curvas compuestas se presenten como lo muestra la Fig. 2.11. Como se puede observar, los servicios mínimos requeridos son disminuidos considerablemente, pero el costo capital de la red de intercambio de calor se incrementa drásticamente debido a que los requerimientos de área de intercambio aumenten notablemente como consecuencia a la estrechez que existe entre la curva de calentamiento y la curva de enfriamiento en el diagrama de curvas de composición.

Caso 3. Interacción entre selección de servicios y costo capital de la red de intercambio de calor

Este último punto se puede presentar en problemas en los cuales se tengan varios grados de libertad al momento de seleccionar los servicios, esto es, el problema puede

utilizar indistintamente un servicio a diferentes presiones. El detalle de este tipo de interacción se encuentra en lograr un adecuado balance sobre los diferentes rangos de temperatura que debe de abarcar cada servicio, de modo que el ahorro total al proceso sea el máximo.

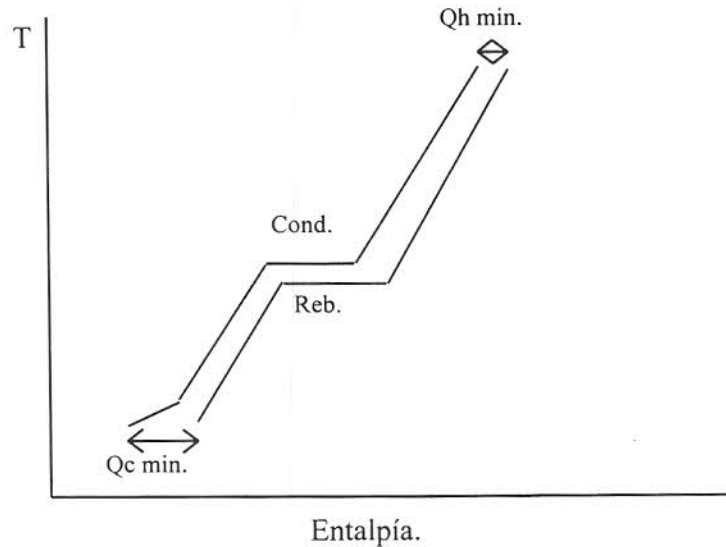


Fig. 2.11 Curvas compuestas para el proceso modificado.

Después de analizar estas situaciones, Linnhoff y col. proponen una ruta de integración para lograr optimizar al máximo un problema de integración en procesos globales. El camino que ellos siguen comienza al proponer diferentes rangos de presión en la operación de la o las columnas presentes en el sistema a integrar. Una vez que ellos logran encontrar la presión de operación óptima a la que debe de operar la columna, gran parte del problema queda resuelto. La Fig. 2.12 muestra como enlazan cada una de las técnicas de ahorro.

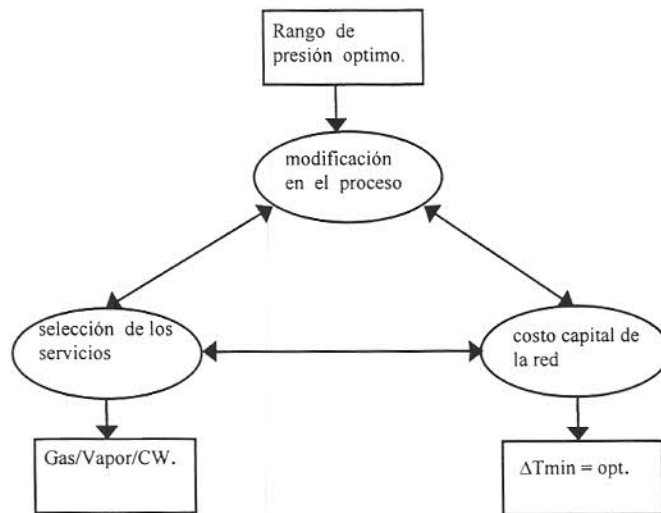


Fig. 2.12. Interacción entre modificación de procesos, selección de servicios y costo capital de la red de intercambio según Linnhoff y col.

Glavic y Novac (1993) generaron una estrategia de análisis en la cual todas las unidades con energía activa de un proceso no son tomadas en cuenta durante la construcción de la *Gran Curva Compuesta (GCC)*, y establecen que no es adecuado contabilizar todas las unidades del proceso químico dentro de una simple *GCC* por dos razones principalmente :

- Unidades que son inapropiadamente ubicadas frente a la temperatura de pliegue cancelan otras corrientes en la *GCC*. Esto da una falsa imagen de la cascada de energía.
- Muchas unidades desvían la *Red de Intercambio de Calor (HEN)* y así no participan en la *GCC* usual, esto es, energía es importada directamente de fuentes de calor a caídas de calor sin llevar a cabo una correcta integración.

Para superar los dos puntos anteriores, proponen primero eliminar todas las unidades inapropiadamente ubicadas de la *GCC* para posteriormente ubicarlas como curvas

compuestas adicionales junto con los adecuados servicios del proceso. A la presentación anterior se le llama *Gran Curva Compuesta Extendida (EGCC)*. La EGCC se compone entonces de una *GCC* que es extendida mediante *Curvas Compuestas de Servicios (UCCs)*. Por lo tanto, mientras que la *GCC* representa intercambios de calor indirectos (flujos de energía de servicios calientes hacia la *HEN* a servicios fríos), la *UCCs* reproduce gráficamente intercambios de calor directos entre fuentes y caídas de energía. Como último paso de la investigación se propone la aplicación de un *método de pliegue extendido* que utiliza las herramientas anteriores.

Capítulo 3

Metodología

En este capítulo se presenta la metodología de análisis propuesta para el estudio realizado y además se analiza cada uno de los puntos que se siguen para lograr la integración global de un proceso. La idea es poder visualizar rápidamente una ruta apropiada para la integración global sin necesidad de realizar un gran número de cálculos.

3.1 Introducción

Si se quiere organizar un proceso químico jerárquicamente de acuerdo a las partes que lo conforman, uno de los esquemas que mejor lo representan es el llamado “diagrama de cebolla” mostrado en la Fig 3.1 (Linnhoff y col., 1982) y descrito en el Capítulo 1

Tradicionalmente la jerarquía que señala el diagrama de cebolla es seguida secuencialmente con posibles insuficiencias de revisión debido a las decisiones apuradas durante el diseño de los procesos. Es por eso que algunos sistemas muestran algunas deficiencias en su diseño a causa de estos rápidos diagramas de flujo y como consecuencia, una optimización posterior al diagrama completo no garantiza el rediseño de un proceso óptimo.

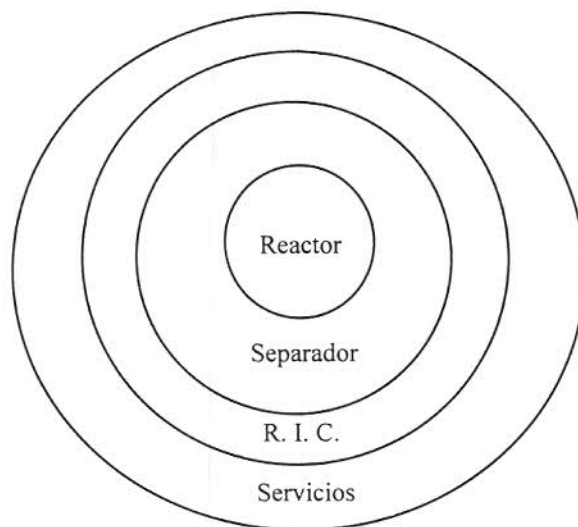


Fig. 3.1 Diagrama de Cebolla.

El análisis de cada una de las capas que conforman el diagrama de cebolla ya ha sido estudiado anteriormente, de tal forma que existen algunas técnicas de optimización para cada uno de estos bloques por separado. Así mismo, se puede encontrar una bibliografía considerable a este respecto (Capítulo 2). Si bien es cierto que el análisis por bloques de un proceso industrial no es del todo fácil, más cierto es que hacer un análisis que englobe en su totalidad un proceso químico se torna demasiado complicado dado el gran número de grados de libertad que se deben de manipular y la naturaleza no lineal de los modelos.

La inquietud por estudiar en forma global los procesos conduce a sugerir un análisis diferente hacia los mismos. Es así como se presenta el diagrama de cebolla modificado representado por la Fig. 3.2, donde se ilustra esquemáticamente la interacción que debe de existir entre cada una de las capas de la cebolla para poder hacer un análisis general del proceso. Sin embargo, es la interacción de las dos primeras capas con la red de intercambio de calor lo que conduce a disminuir el sistema de servicios, según Linnhoff y col. (1982).

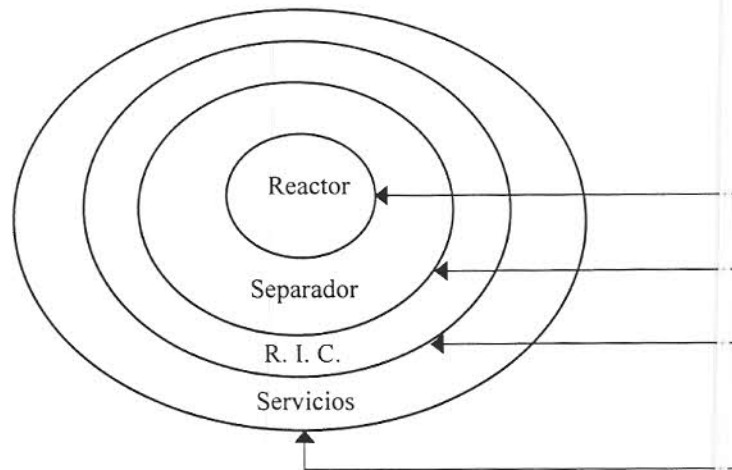


Fig. 3.2 Diagrama de Cebolla modificado.

3.2 Planteamiento del problema

Como se ha mencionado, la integración energética global de un proceso químico es una tarea muy difícil que encierra una gran cantidad de posibilidades de integración. En este trabajo se estudian en forma particular los equipos de separación, esto es, se analizan las posibles modificaciones que pueden ser realizadas a este bloque para permitir una mejor integración global del sistema al aplicar el *método de pliegue*.

Como se sabe, el método de pliegue utiliza los datos energéticos de las corrientes de un proceso para generar una red de intercambio de calor que permita un ahorro económico. Tradicionalmente cuando se aplicaba esta técnica, no importaba mucho el origen de las corrientes que se iban a integrar dado que casi nunca eran modificadas en sus rangos de temperaturas. Sin embargo, la experiencia al integrar procesos globales ha demostrado que antes de realizar una integración mediante este método, es recomendable clasificar cada una de sus corrientes debido a que hay corrientes que deben de tener un trato especial. En este trabajo, se analizan las corrientes que pertenecen a las columnas de destilación y se proponen algunas reglas que ayudan a una mejor integración de estas corrientes con el resto del proceso.

3.3 Metodología propuesta

A continuación se propone la metodología que se utiliza en este trabajo organizada en los siguientes puntos. Posteriormente, cada uno de los puntos propuestos será explicado brevemente mediante ejemplos sencillos, de modo que quede claro el enfoque que se ha dado a este análisis.

1. El punto de partida para cualquier problema de integración que cuente con columnas de destilación mediante el método de pliegue es encontrar la temperatura de pliegue del proceso sin tomar en cuenta las columnas de destilación.
2. Una vez que se tiene el primer pliegue del proceso, se le deben enfrentar las columnas de destilación para conocer su posición frente al pliegue.
3. Si alguna de las columnas intercepta el pliegue se debe hacer lo siguiente :
 - a) Visualizar hacia donde y en qué medida desplazar la columna para que no intercepte el pliegue.
 - b) Si la columna ya no intersecta el pliegue, se debe buscar si hay alguna intersección entre columnas dentro de sus respectivos rangos de temperatura. Si hay columnas que se intersectan entre sí se debe buscar la forma de que no suceda esto sin provocar cambios que originen nuevas intersecciones siempre y cuando esto sea posible. En este inciso es muy importante señalar que para que la no intersección entre columnas de origen a una mejor integración hacia el proceso, provocando un efecto de acoplamiento entre las curvas compuestas, es necesario que las columnas no se intersecten por una diferencia de temperaturas (DT) mayor o igual al ΔT_{\min} propuesto para el diseño de la red.
4. Si no hay columnas que intersecten el pliegue, buscar entonces si hay columnas interceptadas entre sí y proponer un cambio como el que se señala en el inciso (b) del punto número 3.

5. Una vez que se han realizado las modificaciones necesarias al sistema analizado, se aplica el método de pliegue a las corrientes del proceso en forma global y se analizan los ahorros totales obtenidos.
6. Finalmente se debe aplicar alguna de las técnicas de relajación para las curvas compuestas con la finalidad de encontrar ahorros óptimos.
7. Si después de llevar a cabo esta metodología no se logran ahorros significativos, se debe de cuestionar el hecho de modificar el sistema estudiado.

La Fig. 3.3 muestra el diagrama de flujo para la metodología anterior.

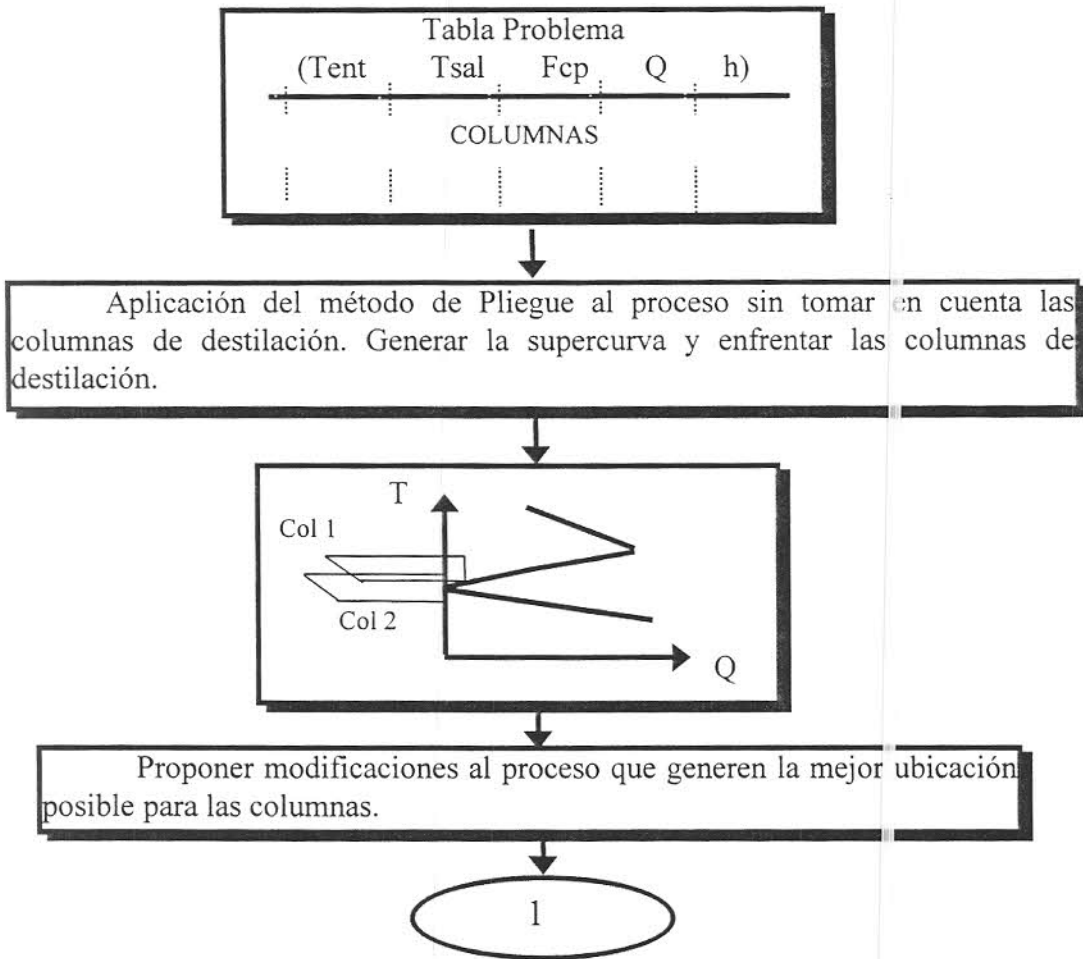


Fig. 3.3 Metodología propuesta para la integración global.

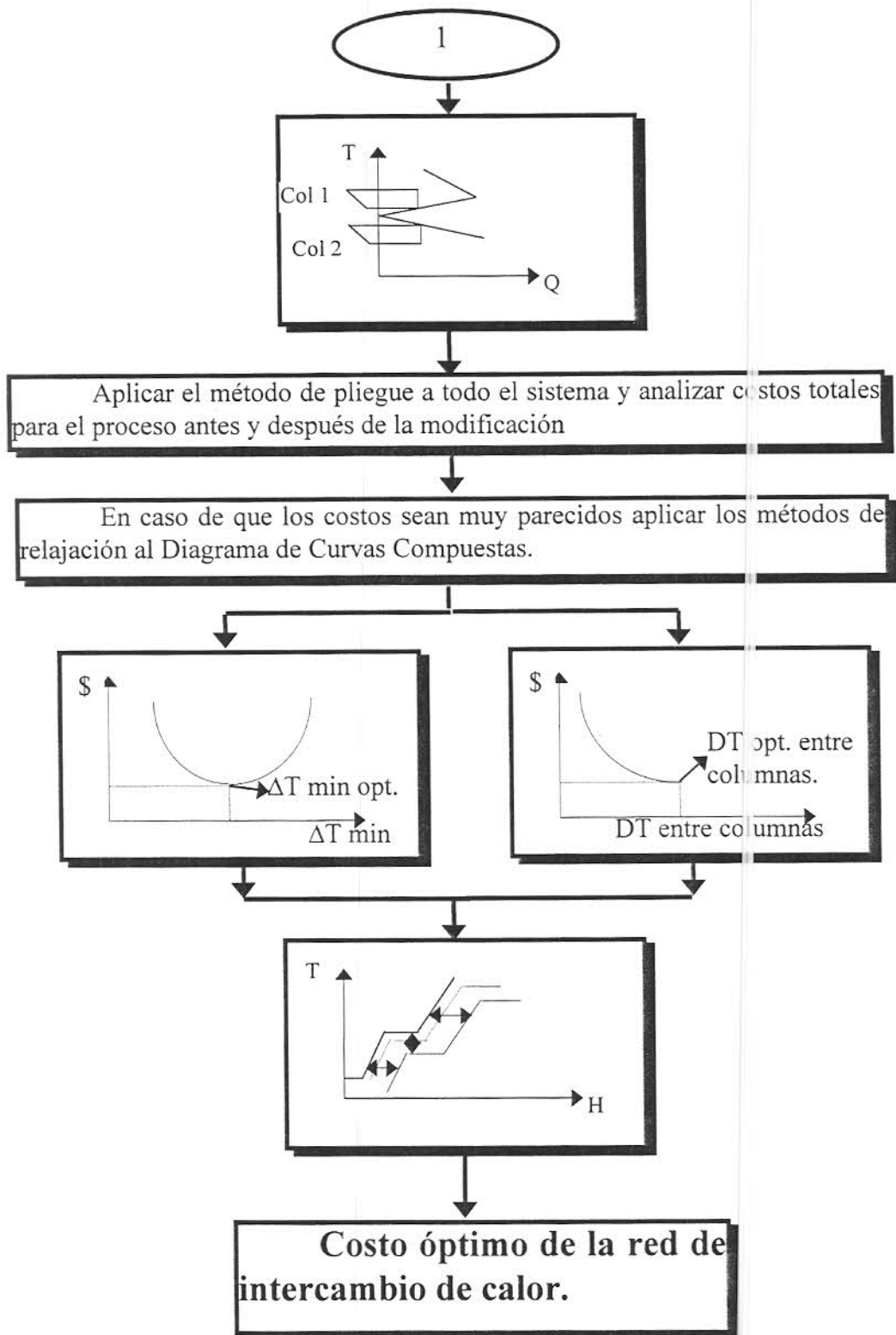


Fig. 3.3 Metodología propuesta para la integración global (continuación)

3.4 Análisis de las estrategias de integración

Los conceptos proporcionados por Linnhoff y col. (1983, 1990) son sin lugar a dudas una poderosa herramienta para atacar la integración de procesos globales que incluyan columnas de destilación. Sin embargo, en esta sección se cuestionan algunos puntos con el objetivo de aclararlos, además de generar nuevas ideas para la integración que ya previamente se señalaron en la metodología propuesta.

3.4.1 Ventaja integral al evitar que las columnas intercepten el punto de pliegue

El punto principal del procedimiento propuesto por Linnhoff y col. (1983) se basa en ubicar la o las columnas de destilación contenidas en un proceso frente a la cascada de calor que previamente se ha obtenido con las corrientes propias del proceso, esto es, se parte de un primer pliegue en el cual no están contenidas las columnas de destilación. Como siguiente paso, si hay alguna columna cruzando el pliegue, esta deberá de ser desplazada hacia donde sea posible (totalmente hacia arriba o totalmente hacia abajo del pliegue) para posteriormente realizar otro pliegue en el cual ya se contengan las corrientes de las columnas de destilación modificadas. Esto, según asegura Linnhoff, proporcionará la mejor integración al proceso global. Sin embargo, su trabajo no deja claro que sucede si se toman en cuenta las columnas de destilación no modificadas sin importar qué crucen o no el primer pliegue obtenido. Por tal motivo, se aplica esta observación al problema propuesto en la Tabla 3.1 que es parte de un problema presentado por Linnhoff y col.

Una vez realizada una cascada de calor para las corrientes del proceso sin tomar en cuenta las columnas, se obtuvo un pliegue de $T_p = 135.0$ °C para un $\Delta T = 10.0$ °C. La Fig. 3.4 muestra la posición de las dos columnas contra la cascada, y se observa que ambas columnas cruzan el punto de pliegue.

Tabla 3.1.- Datos energéticos para el Ejemplo 1.

CORRIENTE	T _(ENT.) (C)	T _(SAL.) (C)	FCP (KW/ C)	Q (KW)
PROCESO				
1	25	190	60.606	0000.0
2	-20	200	15.0	3300.0
3	200	150	45.0	2250.0
4	140	80	42.0	2520.0
5	140	35	76.19	8000.0
COLUMNAS				
REB(col.1)	140	140	----	1500.0
COND(col.1)	-20	-20	----	1600.0
REB(col.2)	150	150	----	3000.0
COND(col. 2)	65	65	----	3100.0

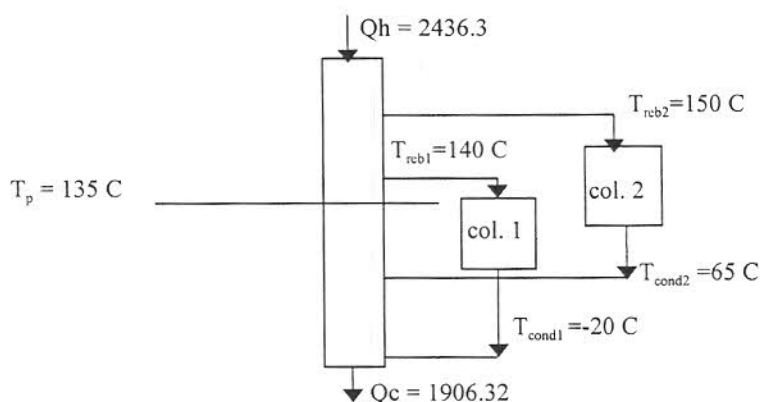


Fig. 3.4 Ubicación de las columnas frente al pliegue para el Ejemplo 1.

Si se realiza la integración energética al proceso global de la Tabla 3.1, se obtiene lo siguiente: la temperatura de pliegue es de 135 °C, con el mismo $\Delta T=10$ °C, los servicios mínimos de calentamiento son $Q_h = 6936.36$ Kw y los servicios mínimos de enfriamiento $Q_c = 6606.32$ Kw. Después de analizar los resultados, salta a la vista la siguiente observación :

- Se puede apreciar que si se integra el proceso en su totalidad sin modificar las columnas, la temperatura de pliegue no cambia con respecto a la que se obtiene cuando no se toman en cuenta las columnas.

La razón de la observación anterior es muy sencilla. Si se analiza la solución matemática del método de pliegue, se ve claramente que la temperatura del pliegue está dada por el valor máximo de negatividad producido en la cascada de calor, cuando no hay servicios externos de calentamiento. Así, cuando se encuentra el pliegue en el caso en el que no se toman en cuenta las columnas, el valor máximo de negatividad está en $T=135\text{ }^{\circ}\text{C}$. Cuando se toman en cuenta las columnas sin ser modificadas, el valor máximo de negatividad sigue correspondiendo a $T = 135\text{ }^{\circ}\text{C}$. Esto se debe a que por encima del pliegue se ubican los calores requeridos para los dos rehervidores de cada columna, los cuales son negativos; entonces, dado que se sigue aumentando el valor de negatividad en la cascada de calor hasta llegar a la $T = 135\text{ }^{\circ}\text{C}$ y debido a que los únicos calores que podrían modificar este valor máximo de negatividad son los positivos de los condensadores que se encuentran por debajo de la temperatura de pliegue, se concluye que no hay nada que altere el pliegue obtenido cuando no se toman en cuenta las columnas. Esto ocurrirá para cualquier caso en el que las columnas crucen el pliegue.

Para continuar con el análisis, se considera el caso en que las columnas se desplazan hacia abajo, evitando que crucen el pliegue del proceso. Las nuevas modificaciones se encuentran en la Tabla 3.2.

Al hacer la integración en su totalidad del proceso señalado en la Tabla 3.2, los resultados obtenidos son los siguientes. La temperatura de pliegue es de $130\text{ }^{\circ}\text{C}$ y los servicios mínimos para calentamiento y enfriamiento son 6723.44 y 6393.40 Kw, respectivamente. Como se puede ver, estos datos cambiaron en forma apreciable con respecto a la integración anterior. La variación observada tiene un ahorro del 3% en los servicios mínimos de calentamiento y 3.22 % en los servicios mínimos de enfriamiento.

Tabla 3.2.- Datos energéticos para el Ejemplo 1 modificado.

CORRIENTE	$T_{(ENT.)}$ (C)	$T_{(SAL.)}$ (C)	FCP (KW/ C)	Q (KW)
PROCESO				
1	25	190	60.606	10000.0
2	-20	200	15.0	3300.0
3	200	150	45.0	2250.0
4	140	80	42.0	2520.0
5	140	35	76.19	8000.0
COLUMNAS				
REB(col.1)	125	125	----	1500.0
COND(col.1)	-10	-10	----	1600.0
REB(col.2)	130	130	----	3000.0
COND(col. 2)	70	70	----	3100.0

Después de analizar los resultados obtenidos al modificar el Ejemplo 1 se puede concluir el siguiente punto:

- Si al hacer una integración global mediante el punto de pliegue se identifica alguna columna que lo intercepta, la única alternativa para lograr una mejor integración energética, mediante la aplicación del mismo método, es evitar la intersección. De otra forma, se tendrá que proponer algún otro mecanismo de integración.

En relación al punto anterior, si se analizan los cálculos para el caso cuando se toman en cuenta las columnas sin modificar y cuando se toman en cuenta las columnas modificadas, se observa que el ligero ahorro de servicios entre un caso y otro se debe principalmente a la variación en sus respectivas temperaturas de pliegue, dado que esta variación en las T_p 's es la que se encarga de hacer una mejor distribución de los poderes caloríficos de cada corriente por debajo y por arriba del pliegue. Por tal motivo, si no se propone una ruta para modificar la T_p , la integración no mejorará.

3.4.2 Correcta ubicación de las columnas entre sí y frente al pliegue del proceso

Hasta este momento, se ha analizado el concepto básico descrito por Linnhoff y col. del cual ya se han obtenido algunas observaciones importantes. Los autores no establecen ningún parámetro que indique hasta qué punto modificar una columna cuando se tenga la

posibilidad de que ésta pueda seguir siendo modificada. Por tal motivo, se propone la siguiente estrategia.

Si lo que se requiere es visualizar de una forma rápida hasta qué punto desplazar una columna de destilación cuando ésta intercepte el pliegue, una buena aproximación sería construir una secuencia de esquemas como el de la Fig. 3.5, propuesto por Andrecovich y Westerberg (1985), donde se muestra la supercurva de un proceso sin tomar en cuenta la columna de destilación. Las cargas energéticas del reboiler y del condensador son superpuestas en el diagrama como una “caja negra”. La posición de la caja frente a la supercurva muestra claramente a qué temperaturas del reboiler y del condensador se logrará un mayor ahorro al hacer la integración total.

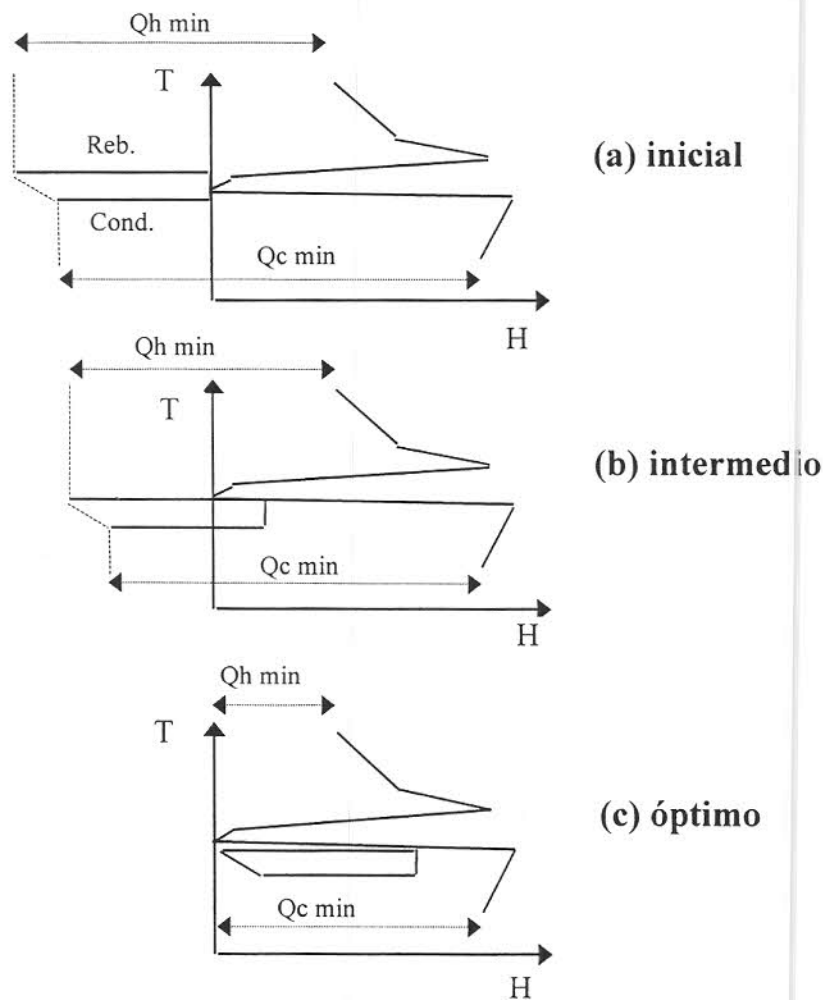


Fig. 3.5 Representación de las columnas de destilación frente a la supercurva.

En el esquema (a) de la Fig. 3.5 se observa que al estar la columna interceptando el pliegue, las cargas del rehervidor y el condensador están en regiones diferentes y por consecuencia no tienen ninguna interacción entre sí que modifique el pliegue original y la columna no se integrará con el proceso; en este esquema ese efecto se observa más claramente. Si ahora se colocan dos columnas que no interceptan el pliegue de un proceso frente a la supercurva como en la Fig. 3.5, se tienen dos situaciones.

- (a) Cuando las dos columnas no se intersectan entre sí, Fig. 3.6
- (b) Cuando las columnas se intersectan entre sí, Fig. 3.7.

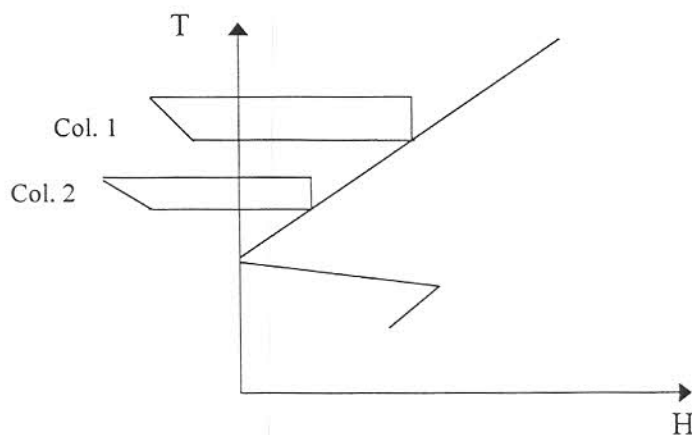


Fig. 3.6 Columnas de destilación que no se intersectan entre sí frente a la supercurva del proceso.

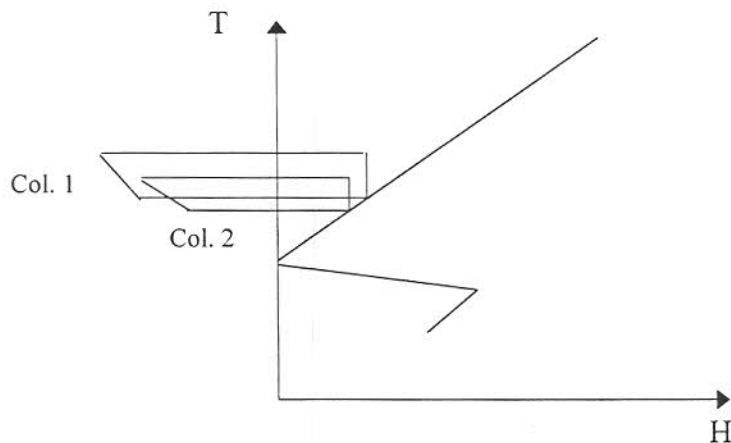


Fig. 3.7 Columnas de destilación que se intersectan entre sí frente a la supercurva del proceso.

Cuando las dos columnas se intersectan entre sí (Fig. 3.7), tenemos que en la cascada de calor se tendrá la suma de las cargas de los dos rehervidores consecutivamente logrando un máximo global hasta ese punto. Por otro lado, cuando las dos columnas no se intersectan entre sí (Fig. 3.6), la suma de las dos cargas de los rehervidores no es consecutiva, dado que entre un rehervidor y otro se encuentra el condensador de la columna superior. En relación al comentario anterior se debe suponer que cuando las columnas no se intersectan entre sí debe de existir una mejor integración que cuando ocurre lo contrario. Para probar esta hipótesis se propone el siguiente ejemplo (Tabla 3.3), que es una modificación al ejemplo original propuesto por Linnhoff y col. (1983).

Tabla 3.3 Datos energéticos para el Ejemplo 2 .

CORRIENTE	$T_{(ENT.)}$ (C)	$T_{(SAL.)}$ (C)	FCP (KW/C)	Q (KW)
PROCESO				
1	25	190	60.606	
2	-20	200	15.0	
3	200	150	45.0	
4	130	80	42.0	
5	130	35	76.0	
COLUMNAS				
REB(col.1)	165	165.1	40000	4000
COND(col.1)	135.1	135	40000	4000
REB(col.2)	190	190.1	47500	4750
COND(col. 2)	160.1	160	47500	4750

Al encontrar el pliegue para el proceso sin tomar en cuenta las columnas se tienen los siguientes resultados: $T_p = 125$ °C, $Q_{hmin} = 3192.4$ Kw y $Q_{cmin} = 1480.4$ Kw. Cuando se enfrentan las columnas al pliegue se tiene el resultado que muestra la Fig. 3.8.

De acuerdo con la Fig. 3.8, ambas columnas están por encima del pliegue. Al realizar la integración del proceso tomando en cuenta las columnas se obtienen los siguientes resultados: $T_p = 155.0$ °C, $Q_{hmin} = 10121.18$ Kw y $Q_{cmin} = 8404.24$ Kw. Para probar si en realidad al evitar la intersección entre las columnas se logra una mejor integración ahora se propone la modificación mostrada en la Tabla 3.4, la cual se esquematiza en la Fig. 3.9.

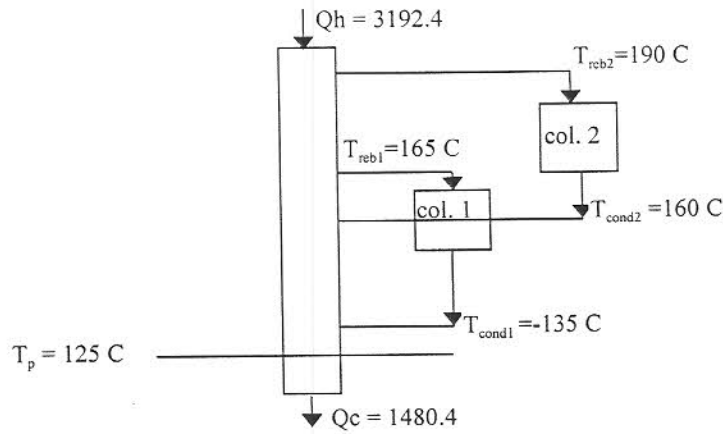


Fig. 3.8 Ubicación de las columnas frente al pliegue para el Ejemplo 2.

Tabla 3.4 datos energéticos para el Ejemplo 2 modificado.

CORRIENTE	$T_{(ENT.)}$ (C)	$T_{(SAL.)}$ (C)	FCP (KW/C)	Q (KW)
PROCESO				
1	25	190	60.606	
2	-20	200	15.0	
3	200	150	45.0	
4	130	80	42.0	
5	130	35	76.0	
COLUMNAS				
REB(col.1)	165	165.1	40000	4000
COND(col.1)	135.1	135	40000	4000
REB(col.2)	210	210.1	47500	4750
COND(col. 2)	180.1	180	47500	4750

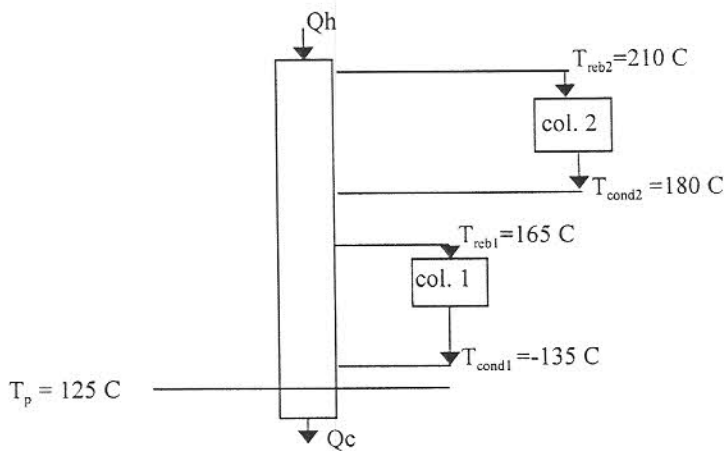


Fig. 3.9 Ubicación de las columnas frente al pliegue para el Ejemplo 2 modificado.

Ahora que las columnas ya no se interceptan entre sí, se obtiene que $T_p = 130.0^\circ\text{C}$, $Q_{hmin} = 6806.83 \text{ Kw}$, $Q_{cmin} = 5094.29 \text{ Kw}$. El ahorro logrado con esta modificación es de 32.74 % para los servicios mínimos de calentamiento y 39.4 % para los servicios mínimos de enfriamiento. Sin embargo, este ahorro se logra a expensas de un consecuente aumento en el área de intercambio, que en este caso fue del 11%.

3.4.3 Técnicas de relajación

Cuando un proceso es integrado lo más posible en lo que respecta a sus gastos energéticos, es una ley que los requerimientos de área de intercambio aumenten como ya se demostró en el ejemplo anterior. Por tal motivo, si lo que se pretende es ahorrar lo más posible, entonces se debe buscar el correcto balance entre todas las modificaciones y selecciones posibles a un proceso, como lo mencionan Linnhoff y col (1990). Para poder hacer un análisis a fondo de cómo son afectados los puntos anteriores, se propone el siguiente ejemplo en la Tabla 3.5, tomado del mismo artículo de Linnhoff y col.

Tabla 3.5.- Datos energéticos para el Ejemplo 3.

CORRIENTE	$T_{(ENT.)}$ (C)	$T_{(SAL.)}$ (C)	FCP (KW/ C)	Q (KW)
PROCESO				
1	220	165	50	
2	160	120	100	
3	185	100	55	
4	100	200	120	
5	140	165	30	
COLUMNAS				
REB(col.1)	160	160.1	40000	4000
COND(col.1)	120.1	120	40000	4000
REB(col.2)	185	185.1	47500	4750
COND(col. 2)	158.1	158	47500	4750

La Fig. 3.10 muestra esquemáticamente lo que sucede cuando se encuentra el pliegue al proceso sin tomar en cuenta las columnas de destilación (las cuales se le enfrentan posteriormente).

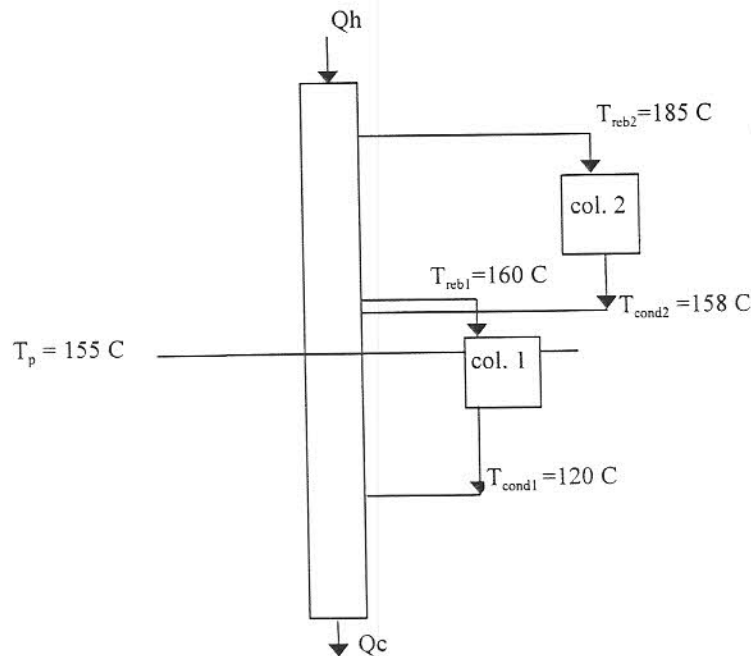


Fig. 3.10 Ubicación de las columnas frente al pliegue para el Ejemplo 3.

Se observa que la columna número 1 intersecciona el pliegue del proceso. Además, la misma columna 1 intersecciona la columna número 2. Por lo mencionado anteriormente si se compara la integración del Ejemplo 3 sin ninguna modificación y posteriormente se le hace una integración en base a los puntos que ya se ejemplificaron, se debe esperar un ahorro considerable de energía, ya que con una buena modificación a la columna 1 se estaría evitando la intersección con el pliegue al mismo tiempo que se anularía la intersección entre las columnas.

Para la integración global del Ejemplo 3 se propone la modificación al proceso que se muestra en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6 Datos energéticos para el Ejemplo 3 modificado.

CORRIENTE	T _(ENT.) (C)	T _(SAL.) (C)	FCP (KW/ C)	Q (KW)
PROCESO				
1	220	165	50	
2	160	120	100	
3	185	100	55	
4	100	200	120	
5	140	165	30	
COLUMNAS				
REB(col.1)	149	149.1	40000	4000
COND(col.1)	109.1	109	40000	4000
REB(col.2)	185	185.1	47500	4750
COND(col. 2)	158.1	158	47500	4750

A continuación se comparan los ahorros energéticos que se logran. Cuando se hace la integración sin tener ninguna modificación de las columnas (Tabla 3.5), se obtiene lo siguiente: en el pliegue $T_p = 155.0^\circ\text{C}$, $Q_{hmin}=11075 \text{ Kw}$, $Q_{cmin}=9750.0 \text{ Kw}$ para una $\Delta T_{min} = 10^\circ\text{C}$.

Cuando se integra el Ejemplo 3 con las modificaciones presentadas en la Tabla 6 se obtienen los siguientes resultados: en el pliegue $T_p = 153.5^\circ\text{C}$, $Q_{hmin}=11070.0 \text{ Kw}$, $Q_{cmin}= 9745 \text{ Kw}$, para una $\Delta T_{min} = 10^\circ\text{C}$.

La modificación hecha a las columnas del proceso originó un ahorro del 0.0045 % en los servicios mínimos de calentamiento y un 0.051 % en los servicios mínimos de enfriamiento, que son ahorros marginales. Sin embargo, también se originó un decremento del 17.4 % en el área de intercambio, lo cual es el principal efecto de la integración.

Si se utilizan únicamente los resultados mínimos para obtener el costo total de la red de intercambio de calor, se tiene que el costo total para el Ejemplo 3 es de 1.6755 millones \$/año y para el Ejemplo 3 modificado es de 1.6512 millones \$/año.

Los resultados en el costo total de la red establecen un ahorro del 1.5 %. El ahorro total obtenido para el Ejemplo 3 no es muy significativo. Sin embargo, recordando el artículo de Linnhoff y col. (1990), faltaría hacer un análisis para buscar el óptimo. Para este ejemplo, se buscará un óptimo con base al área de intercambio. Esto es, se seguirá una ruta que trate de optimizar el problema cuando se modifica el área mínima de intercambio de calor.

Después de analizar los resultados obtenidos mediante las integraciones de energía anteriores, se proponen las siguientes opciones de relajación para el *DCC* para buscar un balance óptimo entre área y servicios de la red de intercambio:

- Con las mismas modificaciones hechas al Ejemplo 3, esto es, con los datos de la Tabla 3.6, se piensa en buscar una ΔT_{\min} óptima que genere ahorros extras al proceso. Se propone hacer un barrido para ΔT_{\min} desde 1 hasta 40 °C. Para este punto se espera obtener un comportamiento como el mostrado en la Fig. 3.11.

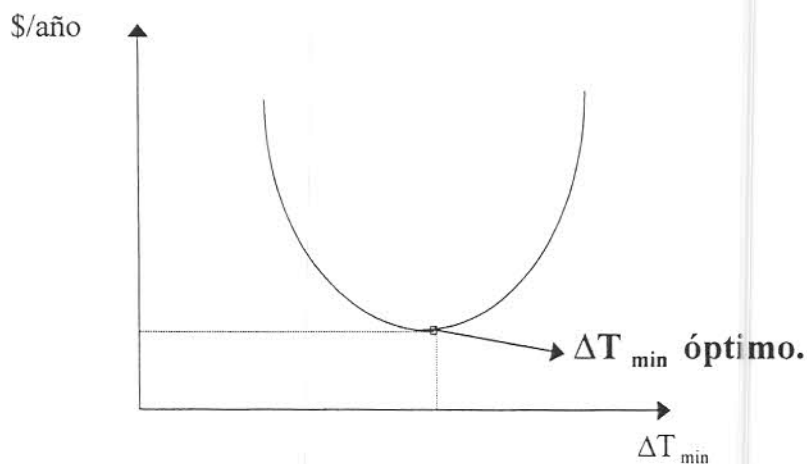


Fig. 3.11 Efecto sobre el costo total como función del cambio en la ΔT_{\min} .

Al proponer caminos para relajar las curvas compuestas se aprecia la influencia que este efecto tiene en el costo total de la red, aunque es obvio que el incremento de ahorro logrado para un proceso mediante la identificación del ΔT_{\min} óptimo dependerá lógicamente de las características del proceso que se estudie. Sin embargo, con este ejemplo se comienza por tomar en cuenta algunos grados de libertad adicionales que hasta el momento no han sido propuestos en los métodos conocidos para la integración global de energía:

- Otra opción para buscar ahorros extras es la siguiente: poniendo en práctica todo lo estudiado hasta este momento, se propone ir aumentando la diferencia entre la temperatura del hervidor de la columna inferior y la temperatura del condensador de la columna superior (Fig. 3.12). Como se puede ver se aumentará la diferencia de temperaturas entre una columna y otra, y una vez que se tenga un rango de diferencia de unos 20 °C, se hará una gráfica como la que se ilustra en la Fig. 3.13, donde se representa el cambio en el costo total del proceso contra la diferencia de temperatura entre una columna y otra; cada dato de costo graficado será el que corresponde al ΔT_{\min} óptimo para cada diferencia. Tanto esta opción como la anterior buscan el mejor equilibrio entre costos operacionales y capitales para generar los mayores ahorros. Sin embargo, el último método de optimización es más completo dado que implícitamente envuelve al método anterior.

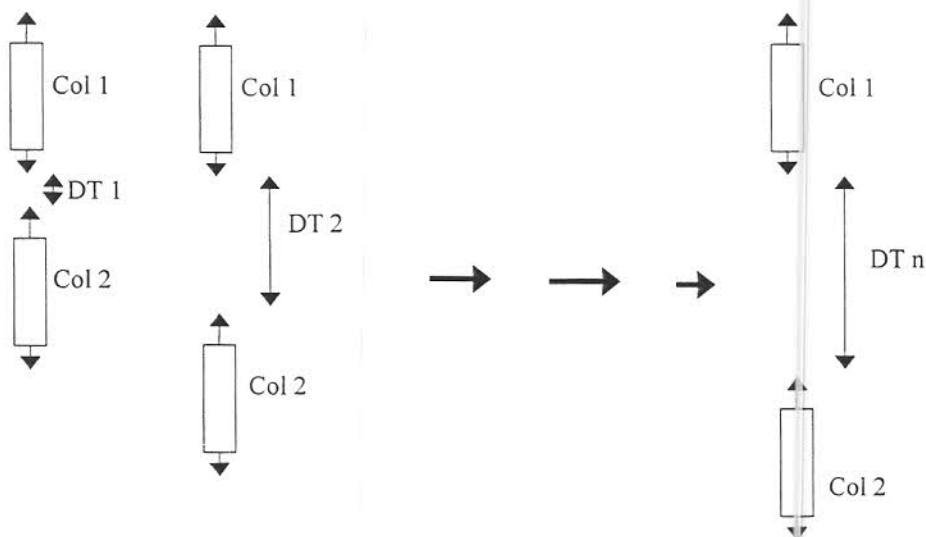


Fig. 3.12 Aumento consecutivo de DTs entre columnas.

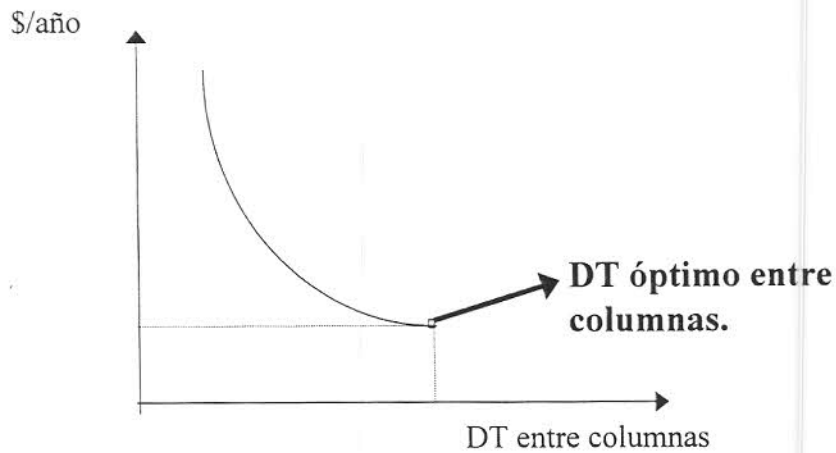


Fig. 3.13 Efecto sobre el costo total como función del cambio en el DT entre columnas.

Los dos caminos de optimización anteriores surgen del siguiente análisis. Cuando se integra un proceso en forma global, se puede obtener el gráfico de curvas compuestas para el proceso. Si a un proceso se le ha aplicado el método de pliegue y si ese mismo proceso cuenta con columnas que también son integradas como ya se ha explicado en este capítulo, las gráficas de curvas compuestas que se obtiene tienen la forma mostrada en la Fig 3.14.

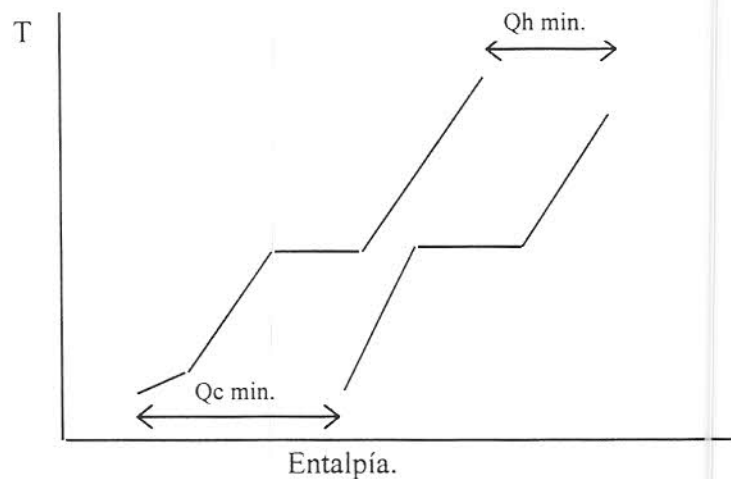


Fig. 3.14 Diagrama de Curvas Compuestas para un proceso existente

Cuando la curva de calentamiento y la curva de enfriamiento están muy cerca una de otra, es cuando se debe de hacer una relajación, acorde con la primera opción propuesta anteriormente, la cual provocará que las curvas se separen un poco más. Si la curva compuesta de un proceso proporciona curvas de calentamiento y enfriamiento que se encuentran muy juntas sólo en los bloques que corresponden al condensador y ebullición de las columnas como se muestra en la Fig. 3.15, entonces se deberá relajar el problema mediante la segunda propuesta.

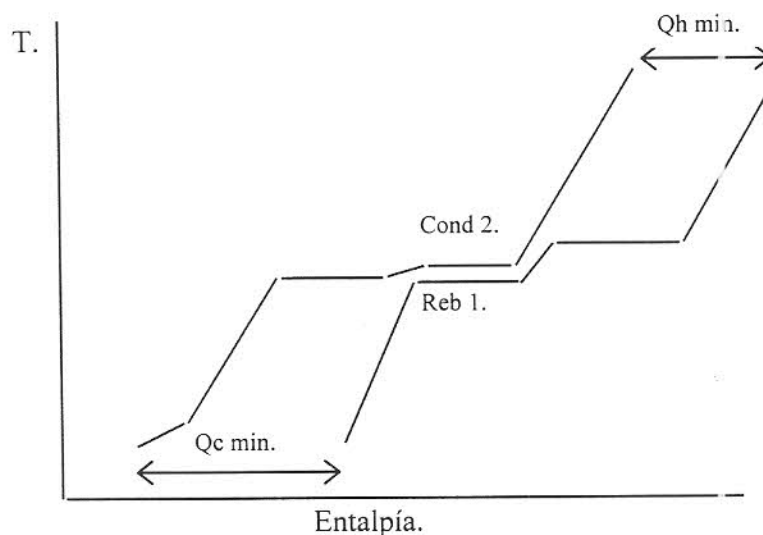


Fig. 3.15 Curvas compuestas estrechas en los intervalos correspondientes a las columnas de destilación.

Cuando se aplicaron las técnicas anteriores al Ejemplo 3 se obtuvieron los siguientes resultados. Mediante la primera opción para relajar las curvas compuestas del proceso, la gráfica de costos contra ΔT_{\min} , mostrada en la Fig. 3.16, indica que el costo mínimo se obtiene para un valor de $\Delta T_{\min} = 9\text{ }^{\circ}\text{C}$, y que equivale a 1.3×10^6 \$/año, lo cual representa un ahorro del 22.4 % en el costo total. Los ahorros en los servicios mínimos de calentamiento fueron del 38.8%, y en los servicios mínimos de enfriamiento del 44.1 %, el área mínima de intercambio aumentó en un 42.53 %, con lo que se demuestra que la primera ruta de relajamiento para las curvas de composición ofrece resultados atractivos para este caso.

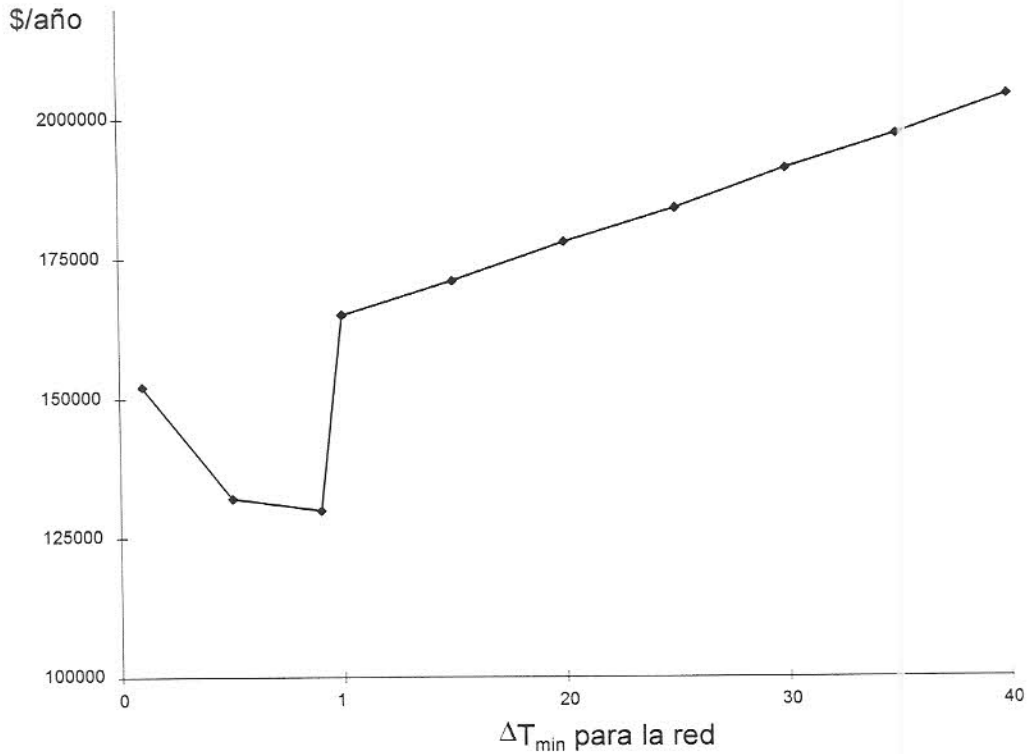


Fig. 3.16 Efecto sobre el costo total como función de la ΔT_{\min} para el Ejemplo 3.

Mediante la segunda opción, la Fig. 3.17 presenta la gráfica de costos contra DT óptima de separación entre columnas, en la cual el costo mínimo logrado se detecta para un valor de $\Delta T_{\min} = 9\text{ }^{\circ}\text{C}$, al igual que para el caso anterior, con una diferencia entre columnas de $20\text{ }^{\circ}\text{C}$. El costo obtenido fue de 1.281×10^6 \$/año, lo cual refleja un ahorro del 23.51. En este caso el ahorro en los servicios mínimos de calentamiento fue del 37.5 % y el ahorro para los servicios mínimos de enfriamiento fue del 42.56 %, mientras que el área mínima de intercambio aumentó en un 35.2 %. Estos resultados muestran que la segunda ruta de relajamiento para las curvas compuestas proporciona ahorros adicionales en el costo total. Sin embargo, para este ejemplo en particular el hecho de separar más una columna de otra no se aprecia que ayude tanto al ahorro en el costo total de la red de intercambio de calor;

esto puede ser debido a que el sistema estudiado presenta un estrechamiento más o menos constante a todo lo largo de las curvas compuestas y no solamente en los bloques que pertenecen a las columnas de destilación como en la Fig. 3.15.

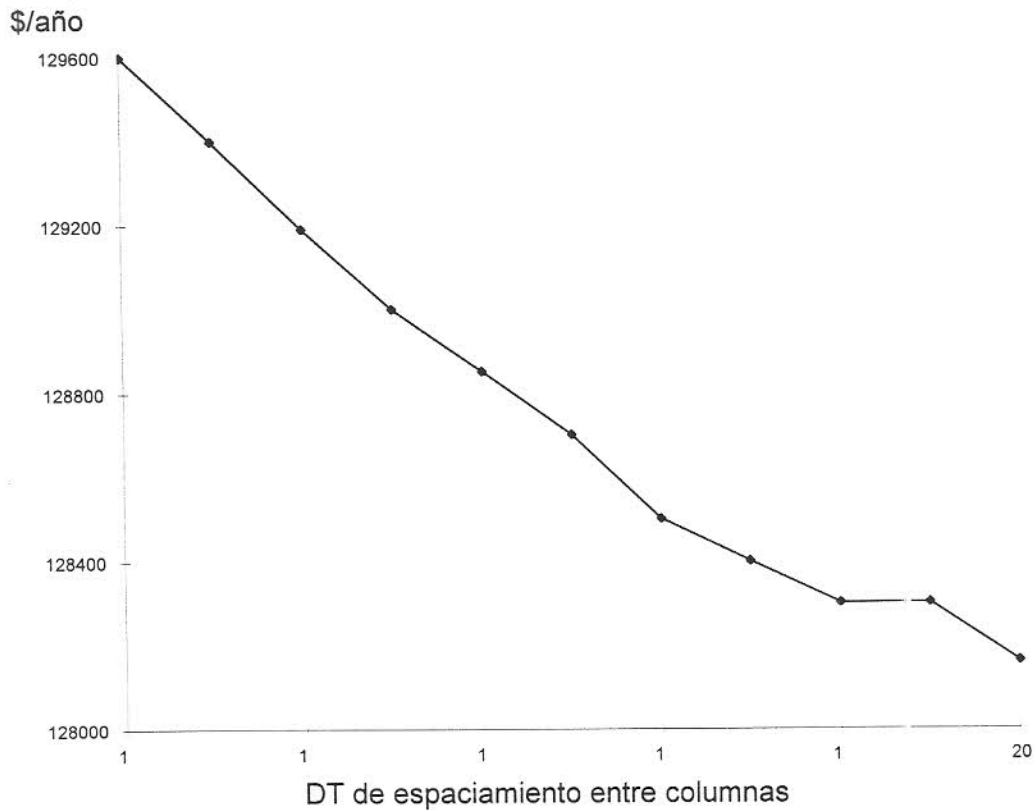


Fig. 3.17 Efecto sobre el costo total como función de la DT entre columnas para el Ejemplo 3.

Como último comentario se mencionará que todos los problemas presentados fueron resueltos con las siguientes suposiciones :

- El desplazamiento de las columnas hacia nuevos rangos de temperatura se hizo en forma arbitraria, esto es, no se conocían las condiciones de operación reales para las columnas de cada uno de los ejemplos propuestos.

- El costo total que se maneja es el obtenido únicamente de sumar el costo capital y de operación, calculados en base a los requerimientos mínimos que presenta el método de pliegue para el proceso, sin tener una adecuada selección de servicios al momento de balancear las curvas compuestas.

Capítulo 4

Caso de Estudio

A continuación se analiza un caso de estudio del diseño global de una planta química para mostrar la aplicación de los conceptos presentados en este trabajo de investigación. Además se hace un estudio comparativo de la técnica propuesta dado que el problema ha sido analizado previamente por un enfoque alternativo.

4.1 Elección del Problema

Para aplicar la estrategia de integración diseñada en este trabajo se seleccionó el proceso de producción de estireno. Este proceso fue estudiado e integrado previamente en la tesis de maestría elaborada por Díaz (1997). Sin embargo, en ese trabajo la integración se aplicó con un enfoque diferente dado que el principal objetivo era analizar la correcta integración de los reactores en los procesos globales. Aún cuando en el trabajo mencionado no se estudia tan a fondo la integración de las columnas de destilación al proceso, sí se realiza el desplazamiento de las columnas para evitar intersecciones con el pliegue como lo mencionan Linnhoff y col. (1983).

Para fines de comparación, en este capítulo se reproducirá una de las corridas realizadas por Díaz (1997) para una conversión en particular respetando primero el caso original, seguido por las modificaciones hechas a las columnas en el trabajo previo, para finalmente proponer una nueva modificación en base a los puntos señalados anteriormente (Capítulo 3).

Al analizar las reacciones anteriores, se tiene que la reacción principal para el proceso es la Reacción 4.1, en la cual se produce el estireno. Esta reacción es endotérmica, reversible y con incrementos en el número de moles totales; además, se opera a temperaturas altas y a baja presión y si se diluye la mezcla reaccionante con vapor se favorece la productividad de estireno. Las Reacciones 4.2 y 4.3, que se pueden identificar como reacciones secundarias, llevan a la producción de benceno y tolueno. Es claro que si se quiere tener una conversión alta de estireno se debe mantener baja la selectividad hacia los productos secundarios.

Para evitar problemas de craqueo térmico de etilbenceno y estireno, por lo general la mezcla se introduce al reactor a temperaturas superiores a 610 °C. Aún en las condiciones de alimentación anteriores seguirá existiendo algo de craqueo. Sin embargo, si se reduce el tiempo de residencia y se optimiza la geometría en el reactor este problema se puede minimizar (Kirk-Othmer, 1983).

4.2.2 Características de diseño

Para llevar a cabo la simulación del proceso de producción de estireno se utiliza como base el diseño presentado por Smith (1947). Este diseño corresponde a la planta de *Dow Chemical Company* ubicada en Los Angeles California.

En el proceso se alimentan al reactor etilbenceno y vapor de agua sobrecalentado. Los productos de salida del reactor se encuentran en dos fases, una acuosa y otra formada por hidrocarburos, ambas condensadas. Antes de enviar los productos al tren de destilación, la fase acuosa es eliminada de la fase de hidrocarburos; posteriormente, los gases no condensables se eliminan mediante un sistema de venteo. Para realizar la purificación del estireno se hace uso de un sistema de destilación que opera a presiones de vacío. El motivo por el cual algunas columnas tienen que operar a vacío se debe principalmente a la necesidad de manejar temperaturas no muy altas, dado que el estireno aumenta su velocidad

de polimerización por arriba de los 100°C. Sin embargo, Frank y col. (1969) muestran que este proceso se puede operar satisfactoriamente a temperaturas mucho mayores si la caída de presión en el rehervidor es pequeña y el tiempo de residencia es bajo.

La Fig. 4.1 representa esquemáticamente el sistema utilizado, donde se puede apreciar que el tren de separación cuenta con cinco columnas de destilación. En la primera columna se destilan benceno y tolueno para posteriormente ser purificados en las Columnas 2 y 3, respectivamente. El producto de fondos de la Columna 1 contiene principalmente etilbenceno y estireno, los cuales también son destilados en las Columnas 4 y 5 respectivamente. El etilbenceno purificado es recirculado a la corriente de alimentación al reactor. Finalmente, para simular el proceso se utiliza un hidrocarburo pesado en la mezcla que representa los efectos del inhibidor de polimerización.

Al momento de comenzar con las simulaciones en ASPEN-PLUS, se manejan las siguientes condiciones base para la simulación:

- Producción de estireno = 66.2 ton/día
- Pureza de estireno = 99.8 % mol
- Pureza de benceno = 99.4 % mol
- Pureza de tolueno = 99.0 % mol
- Para la alimentación al reactor la relación molar de vapor de agua / etilbenceno = 14
- Se utilizan condensadores totales en los esquemas de destilación.

Las condiciones de diseño base anteriores y la temperatura de operación del reactor reportada por Smith (1947) permanecerán fijas cada vez que se obtengan los requerimientos energéticos para las corrientes del proceso.

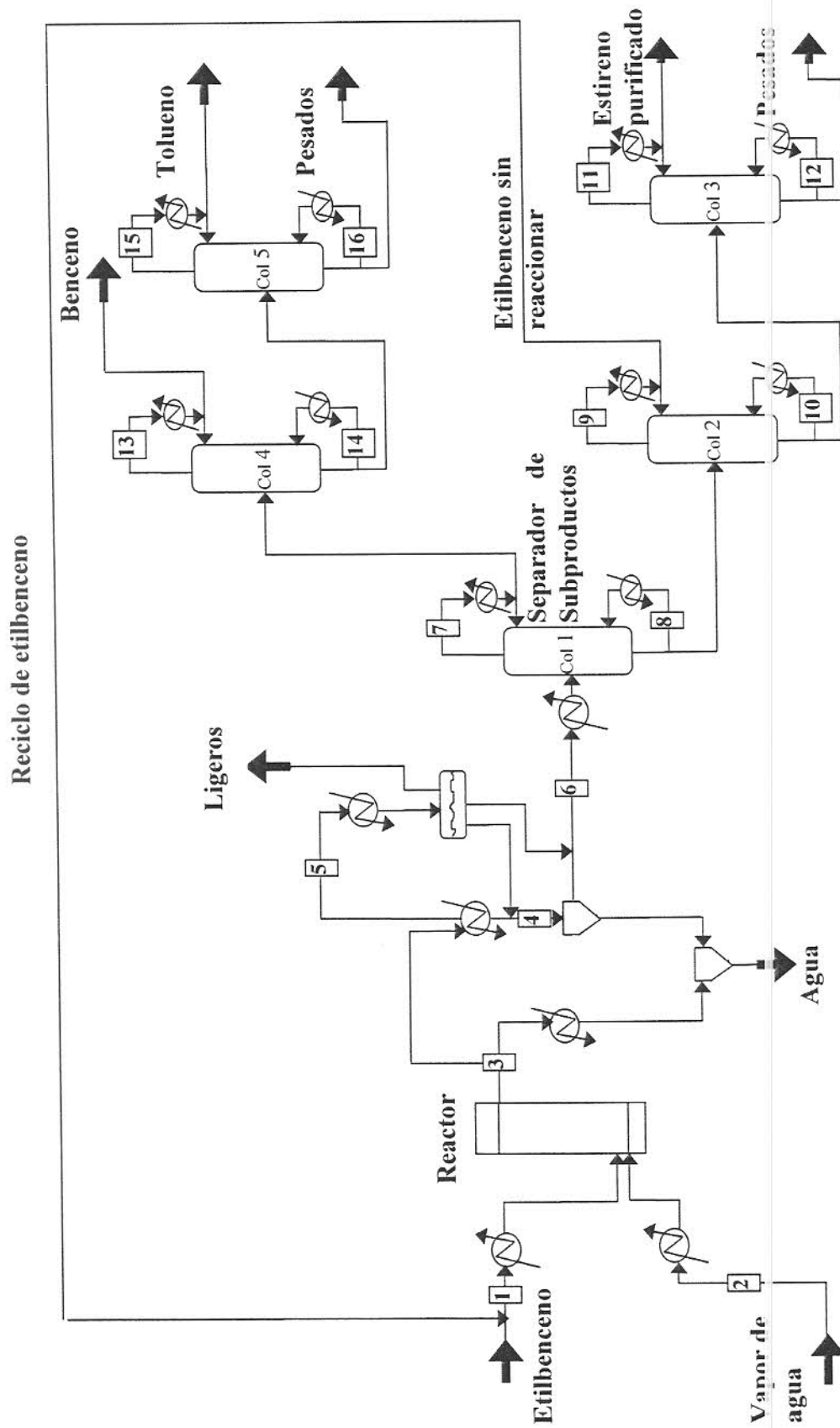


Fig. 4.1 Proceso de producción de estireno.

4.3 Obtención de las características energéticas para las corrientes del proceso

4.3.1 Simulación inicial al proceso.

Los datos energéticos de las corrientes de esta primera simulación al proceso de producción de estireno se obtienen bajo las suposiciones que se dan en seguida:

Parámetros de operación para el sistema :

- La temperatura de entrada al reactor es de 650 °C.
- La Tabla 4.1 muestra las conversiones que se manejan en el reactor para el estireno y los productos secundarios.
- La Tabla 4.2 muestra las presiones de operación para cada una de las cinco columnas del proceso
- En las Columnas 1, 2 y 3 se manejan relaciones de reflujo iguales a 1.2 veces la mínima, mientras que en las Columnas 4 y 5 se utilizan relaciones de reflujo que dan lugar a columnas con un número de etapas igual 20 y 26, respectivamente.

De los parámetros anteriores, todos se mantienen constantes durante este trabajo excepto las presiones de operación de las columnas, pues en base a estas presiones se modifica la ubicación de las columnas frente al primer pliegue del proceso.

Tabla 4.1 Conversiones utilizadas para el proceso de producción de estireno.

Componente	Conversiones molares (% mol)
Estireno	0.50600
Benceno	0.03011
Tolueno	0.04095

Tabla 4.2 Presiones de operación iniciales para las columnas del proceso de producción de estireno.

Equipo	Presiones de operación (atm)
Col.1	0.4
Col.2	0.35
Col.3	0.5
Col.4	1.0
Col.5	1.0

Al llevar a cabo la simulación manejando los parámetros anteriores se obtuvieron las características energéticas para cada una de las corrientes marcadas en la Fig. 4.1. Estos resultados se presentan en la Tabla 4.3, y son el punto de partida para este estudio. Ahora se conocen los requerimientos energéticos para cada una de las corrientes del proceso en su condición inicial. En lo que respecta a los coeficientes de película estos se mantienen constantes durante este estudio.

Tabla 4.3 Características energéticas iniciales para el proceso de producción de estireno.

Equipo	No.	Tipo	T ent. (°C)	T sal. (°C)	FCp (Kw/°C)	Q (Kw)	h (Kw/m ² °C)
Precaentador	1	Fría	57.4	545.0	3.032	1478.5	1.567
Sobrecalentador de Vapor	2	Fría	118.0	720.0	4.211	2535.0	3.214
Efluente del reactor	3	Cal.	576.5	211.7	6.845	2498.4	4.574
Condensador	4	Cal.	211.7	49.0	3.750	609.0	1.903
Separador ligeros	5	Cal.	49.0	0.0	3.388	166.0	0.626
Alimentación a las Columnas	6	Fría	31.5	75.0	1.609	70.0	1.788
Condensador Col.1	7	Cal.	66.8	65.8	208.3	208.3	1.414
Rehervidor Col.1	8	Fría	110.0	111.0	265.0	265.0	2.143
Condensador Col.2	9	Cal.	101.5	100.5	1269.9	1269.9	7.518
Rehervidor Col.2	10	Fría	110.4	111.4	1263.4	1263.4	1.254
Condensador Col.3	11	Cal.	121.5	120.5	623.2	623.2	3.939
Rehervidor Col.3	12	Fría	133.4	134.4	633.7	633.7	0.023
Condensador Col.4	13	Cal.	80.9	79.9	23.1	23.1	0.198
Rehervidor Col.4	14	Fría	112.1	113.1	26.5	26.5	0.113
Condensador Col.5	15	Cal.	112.1	111.1	28.5	28.5	0.112
Rehervidor Col.5	16	Fría	114.2	115.2	25.2	25.2	0.002

4.3.2 Primera modificación al proceso

A continuación se presentan los datos energéticos de las corrientes del proceso con la primera modificación hecha a las columnas de destilación. Para realizar estas modificaciones, Díaz (1997) siguió la estrategia que señalan Linnhoff y col. (1983).

Como primer punto se obtiene el pliegue de las corrientes de la 1 a la 6 de la Tabla 4.3, y a continuación se enfrentan las cinco columnas de destilación frente a este primer pliegue para analizar su ubicación.

Los resultados que se obtienen mediante el método de pliegue para las corrientes 1 a 6 son : $Q_{h_{min}} = 1018.0 \text{ Kw}$, $Q_{c_{min}} = 207.9 \text{ Kw}$ y $T_p = 122.5 \text{ }^\circ\text{C}$. La Fig. 4.2 muestra esquemáticamente como se ubican las cinco columnas del proceso frente a este primer pliegue.

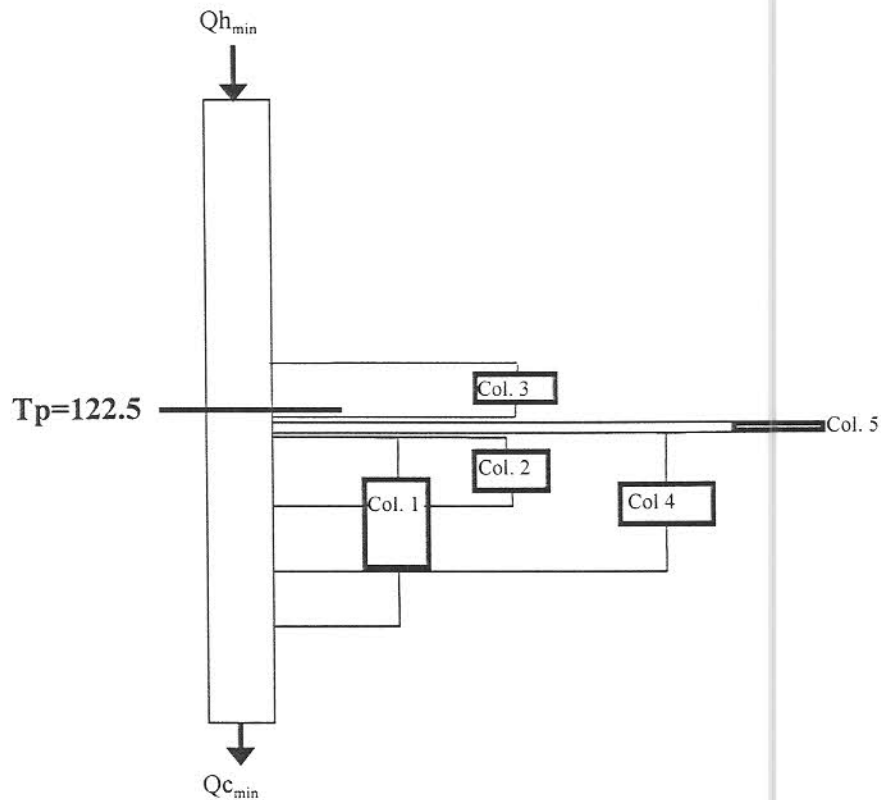


Fig. 4.2 Ubicación de las columnas frente al pliegue para la condición inicial.

De acuerdo a los resultados anteriores se observa que la Columna 3 cruza el pliegue del proceso, lo cual obliga a hacer alguna modificación para que esto no ocurra. Para tomar en cuenta lo anterior, Díaz establece las presiones de operación para las columnas que se muestran en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4 Presiones de operación para las columnas del proceso de producción de estireno en su primera modificación

Equipo	Presiones de operación (atm)
Col.1	0.26
Col.2	0.20
Col.3	0.30
Col.4	3.20
Col.5	0.80

Después de variar las presiones de operación originales para las columnas de destilación, los datos energéticos del proceso se ven afectados lógicamente en las columnas de destilación y en la Corriente 1, debido a que esta corriente se altera por la recirculación del destilado de la Columna 2.

La Tabla 4.5 muestra las características energéticas del proceso con las nuevas condiciones de operación.

Tabla 4.5 Características energéticas para el proceso de producción de estireno en su primera modificación

Equipo	No.	Tipo	T ent. (°C)	T sal. (°C)	FCp (Kw/°C)	Q (Kw)	h (Kw/m ² °C)
Pre calentador	1	Fría	45.3	545.0	2.982	1490.0	1.567
Sobrecalentador de Vapor	2	Fría	118.0	720.0	4.211	2535.0	3.214
Efluente del reactor	3	Cal.	576.5	211.7	6.845	2498.4	4.574
Condensador	4	Cal.	211.7	49.0	3.750	609.0	1.903
Separador ligeros	5	Cal.	49.0	0.0	3.388	165.0	0.626
Alimentación a las Columnas	6	Fría	31.5	75.0	1.609	70.0	1.788
Condensador Col.1	7	Cal.	55.0	54.0	212.3	212.3	1.414
Rehervidor Col.1	8	Fría	97.2	98.2	246.1	246.1	2.143
Condensador Col.2	9	Cal.	85.5	84.5	1209.6	1209.6	7.518
Rehervidor Col.2	10	Fría	94.1	95.1	1197.9	1197.9	1.254
Condensador Col.3	11	Cal.	105.6	104.6	598.1	598.1	3.939
Rehervidor Col.3	12	Fría	117.0	118.0	608.5	608.5	0.023
Condensador Col.4	13	Cal.	124.0	123.0	29.8	29.8	0.198
Rehervidor Col.4	14	Fría	158.8	159.8	39.2	39.2	0.113
Condensador Col.5	15	Cal.	104.4	103.4	27.4	27.4	0.112
Rehervidor Col.5	16	Fría	106.4	107.4	28.7	28.7	0.002

4.3.3 Aplicación de la metodología al proceso

En este punto se desarrolla la técnica propuesta en el Capítulo 3 para hacer la integración del proceso. La aplicación de la metodología se hace al proceso ya modifica lo, de modo que se puedan apreciar las mejoras si es que existe alguna.

Como primer paso se construye la supercurva del proceso únicamente con sus seis primeras corrientes. La Fig. 4.3 presenta la supercurva del proceso sin tomar en cuenta las columnas de destilación.

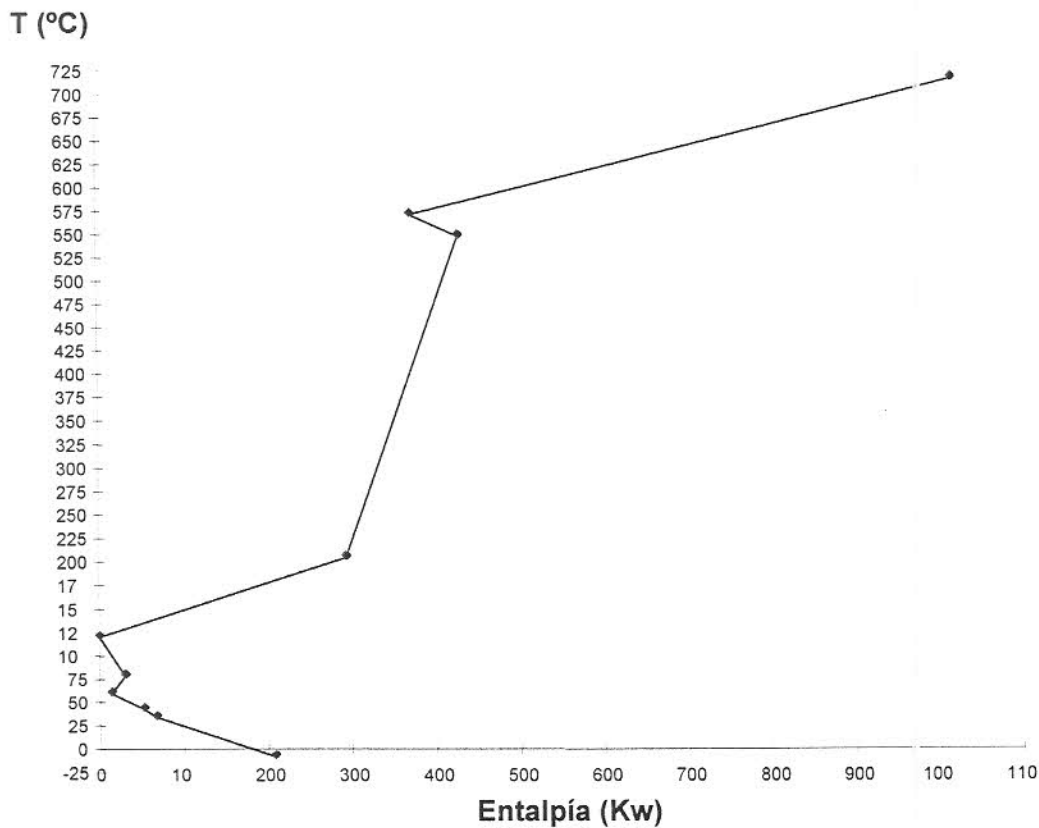


Fig. 4.3 Supercurva del proceso de producción de estireno sin tomar en cuenta las columnas de destilación.

La supercurva que presenta el proceso anterior tiene las siguientes características :

- Una de las principales observaciones es el hecho de que la supercurva se presenta como si tuviera dos pliegues. Este fenómeno abarca el rango de temperaturas entre 122.5 y 60 °C aproximadamente.
- Es precisamente en el rango de temperaturas del punto anterior donde se encuentran ubicadas las columnas de destilación.

Para ver mejor la ubicación de las columnas frente a la supercurva del proceso, se hace la ampliación de la zona sobre la cual se ubican las columnas. La Fig. 4.4 muestra este aspecto después de la primera modificación.

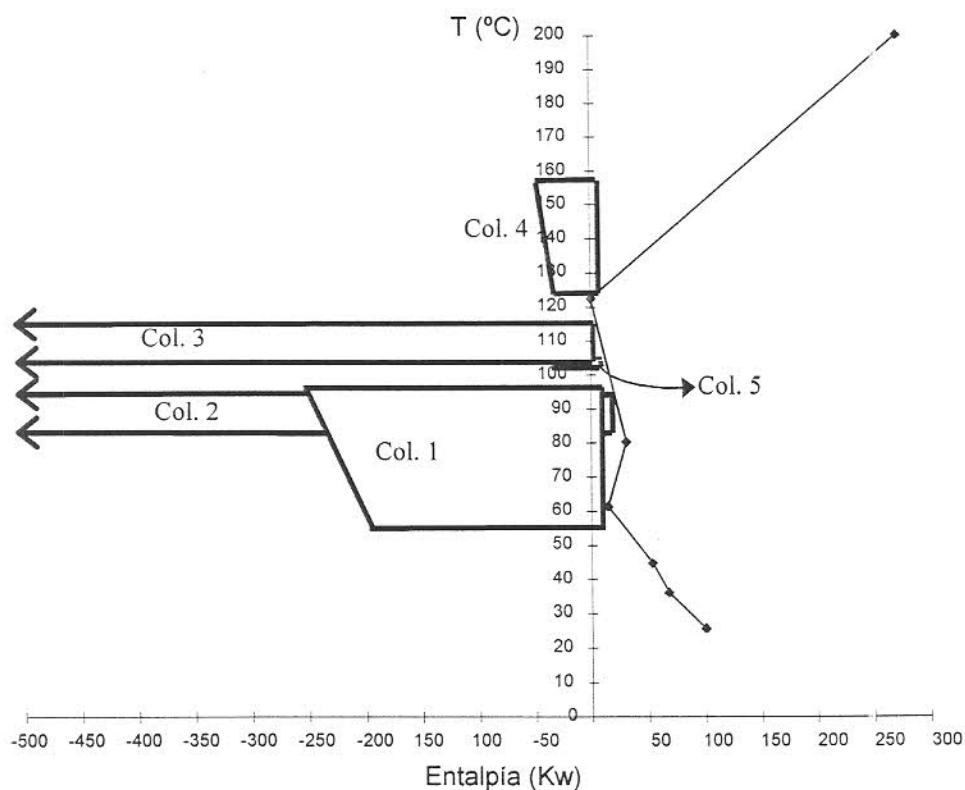


Fig. 4.4 Ubicación de las columnas frente a la supercurva del proceso de producción de estireno para la primera modificación.

De acuerdo con los conceptos que se explican en el Capítulo 3 ubicar las columnas de destilación frente a la supercurva del proceso es el paso principal del análisis, dado que permite visualizar rápidamente los posibles cambios y sus ventajas. Después de analizar la Fig. 4.4 se pueden mencionar las siguientes características :

- Como primer punto, ninguna de las cinco columnas de destilación intercepta el pliegue del proceso, por consiguiente esto ya debe presentar una ventaja de integración con respecto a los datos iniciales.
- El rango de temperaturas que manejan las columnas de destilación corresponde a una zona de la supercurva que es muy rígida, dado que permite muy poca penetración de las columnas hacia la carga térmica del sistema. Debido a lo anterior, se debe esperar que aún cuando las columnas ya no interceptan el pliegue el ahorro logrado no será muy grande.
- Para lograr una mayor penetración de las columnas hacia el sistema, éstas deberían desplazarse más apreciablemente con respecto al punto de pliegue. Si se habla en términos operacionales un cambio de esa magnitud provocaría manejar presiones de operación muy diferentes de las actuales.
- El último punto que queda por aplicar es el hecho de evitar la intersección entre columnas. Como se puede ver hay dos pares de columnas interceptadas entre sí. Por tal motivo, es aconsejable proponer un cambio en relación a esta última opción.

Antes de proponer los cambios más indicados que se deben hacer a la modificación de Díaz, se analiza más detalladamente cada una de las columnas y la zona con la que se cuenta para proponer los cambios de ubicación. A continuación se hace un planteamiento rápido a este respecto.

Recordando la estrategia propuesta en el Capítulo 3 se menciona que mientras mayor sea la DT de separación entre las columnas y la penetración alcanzada por éstas hacia el sistema, se lograrán mayores ahorros en la integración. Por otro lado también se sabe que si alguna columna está muy cerca del punto de pliegue, ésta se integrará muy levemente con el proceso. A este respecto el proceso estudiado presenta las siguientes desventajas :

- La columna 1 no puede tener un desplazamiento más abajo de los 25 °C en su temperatura del condensador, dado que se tendría que trabajar a una presión muy baja, además de que se provocaría el uso de refrigerantes. Por lo tanto, el rango de temperatura disponible por abajo del pliegue para maniobrar las Columnas 1, 2 y 3 es muy reducido. Por tal motivo, no se pueden manejar DTs entre columnas mayores a los 15 °C, dado que esto provocaría que una de las columnas quedase muy cercana al pliegue o en su defecto se tendría que desplazar a la región superior, lo cual provocaría conflictos relacionados con el manejo de presiones de operación muy altas.
- Las cargas caloríficas de las Columnas 4 y 5 son pequeñas en comparación a las cargas de las otras columnas. Por tal motivo, tal vez sea mejor no llevar a cabo la reubicación de la columna 5 hasta una posición que exija una alta presión de operación, pues podría suceder que el ahorro logrado no sea comparable con los gastos de operación que esta columna genera al trabajar con una presión mucho mayor a la que tenía inicialmente.

De acuerdo a lo anterior se puede concluir lo siguiente :

- La principal mejora que puede hacerse al sistema es evitar la intersección de la Columna 1 con la Columna 2, además de proponer una penetración hacia el proceso lo más posible para las Columnas 1, 2 y 3. Estos cambios sin lugar a dudas pueden generar ahorros extras.

Se proponen entonces los siguientes cambios :

1. La Columna 5 regresará a la posición que tenía en el problema inicial, dado que esta columna afecta en muy poco la integración del proceso cuando está mal ubicada debido a la baja carga térmica que tiene.
2. Las Columnas 1, 2 y 3 serán reubicadas buscando como primer punto que no estén tan cercanas del pliegue, y en seguida que tengan una mayor penetración a la supercurva sin que se intercepten entre sí. Para esto la DT entre ellas será propuesta tratando que sea como mínimo 10 °C.
3. La Columna 4 se mantendrá en la posición propuesta por Díaz, dado que presenta las mismas características que la Columna 5 y aparentemente la ubicación anterior permite maniobrar mejor las demás columnas.

Para llevar a cabo los puntos anteriores en la Tabla 4.6 se proponen las siguientes presiones de operación para las columnas.

Tabla 4.6 Presiones de operación para las columnas del proceso de producción de estireno en su segunda modificación

Equipo	Presiones de operación (atm)
Col.1	0.08
Col.2	0.14
Col.3	0.24
Col.4	3.20
Col.5	1.00

La Tabla 4.7 presenta las características energéticas del proceso para la segunda modificación en la presión de operación de las columnas de destilación. La Fig. 4.5 muestra la ubicación de las columnas de destilación para esta modificación.

Tabla 4.7 Características energéticas para el proceso para el proceso de producción de estireno en su segunda modificación.

Equipo	No.	Tipo	T ent. (°C)	T sal. (°C)	FCp (Kw/°C)	Q (Kw)	h (Kw/m ² °C)
Precalentador	1	Fría	38.2	545.0	2.955	1470.6	1.567
Sobrecalentador de Vapor	2	Fría	118.0	720.0	4.211	2535.0	3.214
Efluente del reactor	3	Cal.	576.5	211.7	6.845	2498.4	4.574
Condensador	4	Cal.	211.7	49.0	3.750	609.0	1.903
Separador ligeros	5	Cal.	49.0	0.0	3.388	165.0	0.626
Alimentación a las Columnas	6	Fría	31.5	75.0	1.609	70.0	1.788
Condensador Col.1	7	Cal.	27.0	26.0	220.9	220.9	1.414
Rehervidor Col.1	8	Fría	66.6	67.6	202.9	202.9	2.143
Condensador Col.2	9	Cal.	78.0	77.0	1154.6	1154.6	7.518
Rehervidor Col.2	10	Fría	85.5	86.5	1176.7	1176.7	1.254
Condensador Col.3	11	Cal.	98.1	97.1	587.8	587.8	3.939
Rehervidor Col.3	12	Fría	108.4	109.4	600.7	609.8	0.023
Condensador Col.4	13	Cal.	124.0	123.0	28.9	23.9	0.198
Rehervidor Col.4	14	Fría	158.8	159.8	40.9	40.9	0.113
Condensador Col.5	15	Cal.	112.1	111.1	28.5	23.5	0.112
Rehervidor Col.5	16	Fría	114.1	115.1	25.2	25.2	0.002

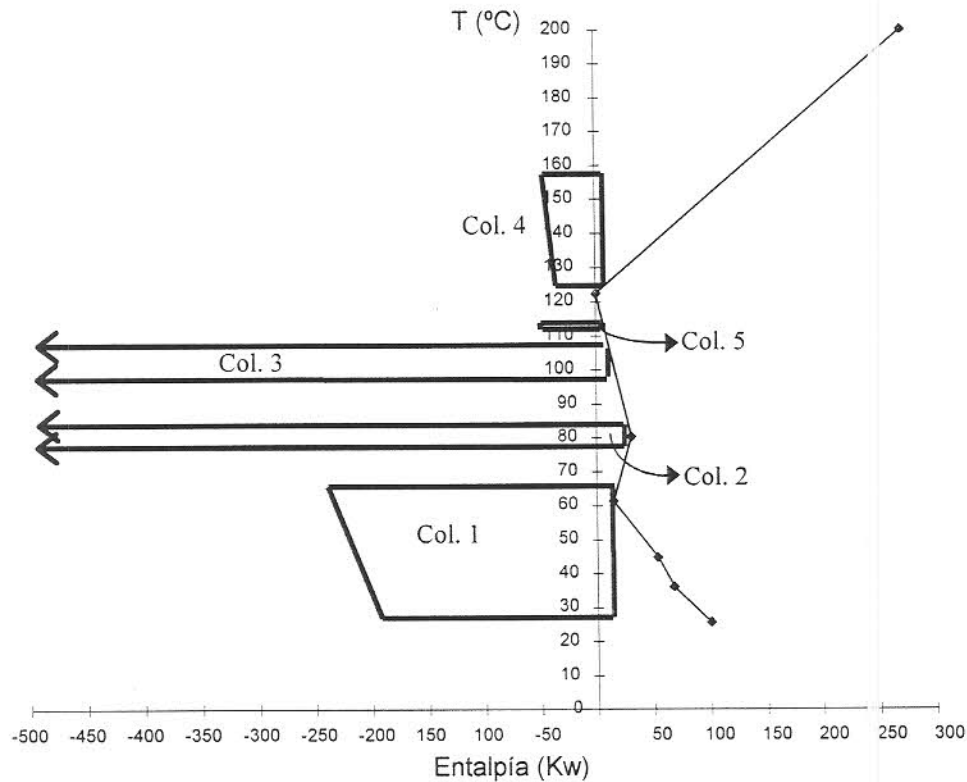


Fig. 4.5 Ubicación de las columnas frente a la supercurva del proceso de producción de estireno para la segunda modificación.

A continuación las características energéticas de las corrientes para cada una de las modificaciones anteriores son integradas mediante el método del punto de pliegue. Los datos que se obtienen de la integración se presentan en seguida.

4.4 Resultados

4.4.1 Comparación entre los costos totales para el proceso de producción de estireno

La Tabla 4.8 presenta los resultados mínimos de las integraciones por el método de pliegue, para cada uno de los casos anteriores para un ΔT_{\min} de 10 °C.

Tabla 4.8 Resultados mínimos para el proceso de producción de estireno

Caso	$Q_{h_{min}}$ (Kw)	$Q_{c_{min}}$ (Kw)	A_{min} (m ²)
Problema inicial	2606.1	1732.1	341.6
Problema 1 ^{ra} modificación	2463.5	1597.7	372.5
Problema 2 ^{da} modificación	2157.8	1302.8	374.5

La Tabla 4.9 presenta los costos totales en relación a los servicios mínimos para cada uno de los casos estudiados, y el ahorro que se logra en relación al problema inicial.

Tabla 4.9 Costos totales para el proceso de producción de estireno.

Caso	Costo total (\$/año)	Ahorro (%)
Problema inicial	510,932.26	
Problema 1 ^{ra} modificación	495,578.30	3.01
Problema 2 ^{da} modificación	460,672.61	9.83

Después de analizar los resultados obtenidos para cada modificación se puede hacer el siguiente comentario :

El ahorro logrado al aplicar la estrategia de integración propuesta en el Capítulo 3 es de 9.83 % en relación al problema original. El ahorro que se logró con la integración hecha por Díaz fue de 3.01 %, también , en relación al problema original. Por lo tanto, de la primera a la segunda modificación, se genera un aumento de 6.82 %.

4.4.2 Análisis gráfico

A continuación se analizan las figuras obtenidas mediante el método del punto de pliegue para el problema estudiado, para lo cual se hace uso de las gráficas de curvas compuestas.

Las Figs. 4.6, 4.7 y 4.8 presentan los diagramas de curvas compuestas para el proceso para el caso inicial, primera modificación y segunda modificación, respectivamente. Algunos de los comentarios más sobresalientes que se pueden hacer a estos esquemas son los siguientes :

- Si se analiza la Fig. 4.6 y la Fig. 4.7, se observa que la diferencia entre una y otra se debe al reacomodo que sufren las curvas compuestas como consecuencia de evitar la intersección de las columnas con el pliegue. La situación anterior provoca que el método de pliegue proponga una nueva T_p para el proceso, la cual redistribuye de mejor forma los potenciales caloríficos del sistema estudiado.
- Si ahora se observa la Fig. 4.8 comparándola con cualquiera de las otras, Fig. 4.6 o 4.7, se observa que el ahorro se debe más que nada al efecto de acoplamiento que existe en la zona encerrada por el círculo. Este efecto se presta como resultado de evitar la intersección entre las Columnas 1 y 2, además de que hay una mejor penetración de las Columnas 2 y 3 al sistema.
- El efecto de acoplamiento entre curvas mencionado en el punto anterior siempre provocará una mejor integración del sistema en lo que respecta a los servicios mínimos necesarios. Sin embargo, se debe tener cuidado con este tipo de efectos dado que puede ocasionar aumentos considerables en el área de intercambio y por consiguiente en el costo de capital de la red de intercambio de calor.

- En relación al punto anterior, será siempre recomendable que si se evita la intersección entre columnas, su DT de separación sea la máxima que permite el proceso; de otra forma se deben esperar aumentos considerables en el área de intercambio. Esto en ocasiones provocará que el costo total no presente ahorros e incluso puede llegar a ser mayor del que se tenía antes del cambio.
- Una situación que no se había contemplado anteriormente y que se presentó en este problema en particular, fue el hecho de que una o algunas columnas contengan características térmicas mucho mayores que las demás, pues esta situación rompe con el efecto de acoplamiento y de poco sirve después evitar la intersección entre todas las columnas.

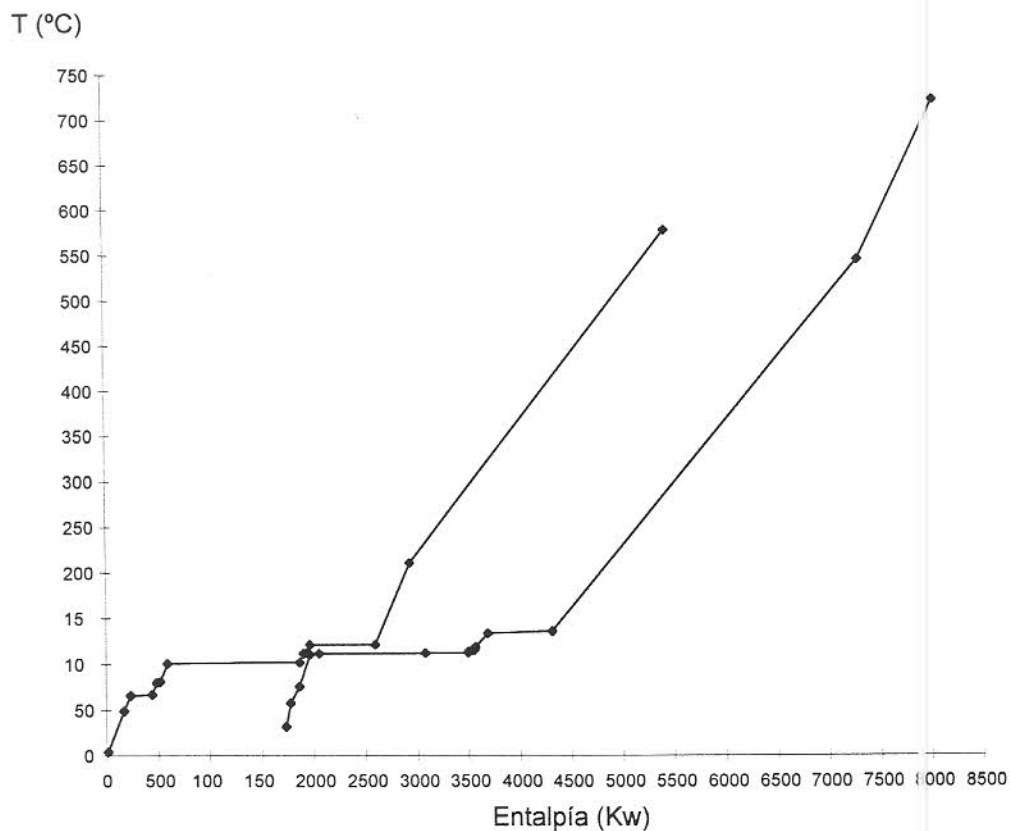


Fig. 4.6 Diagrama de curvas compuestas para la condición inicial.

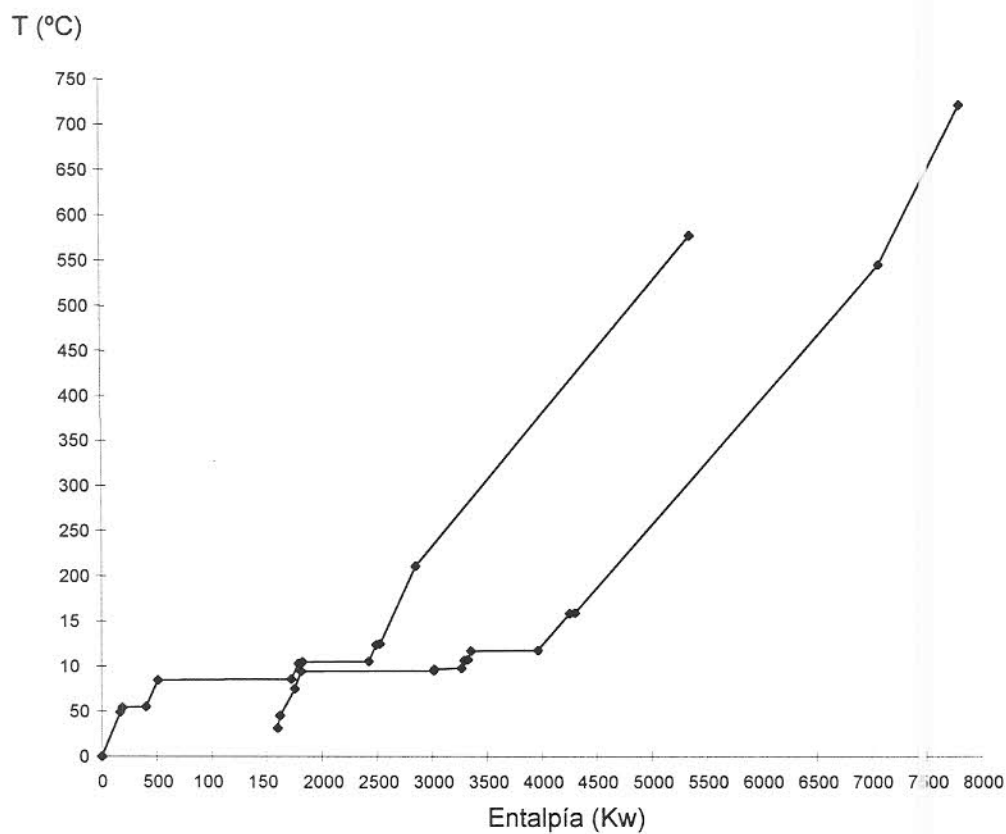


Fig. 4.7 Diagrama de curvas compuestas para la primera modificación.

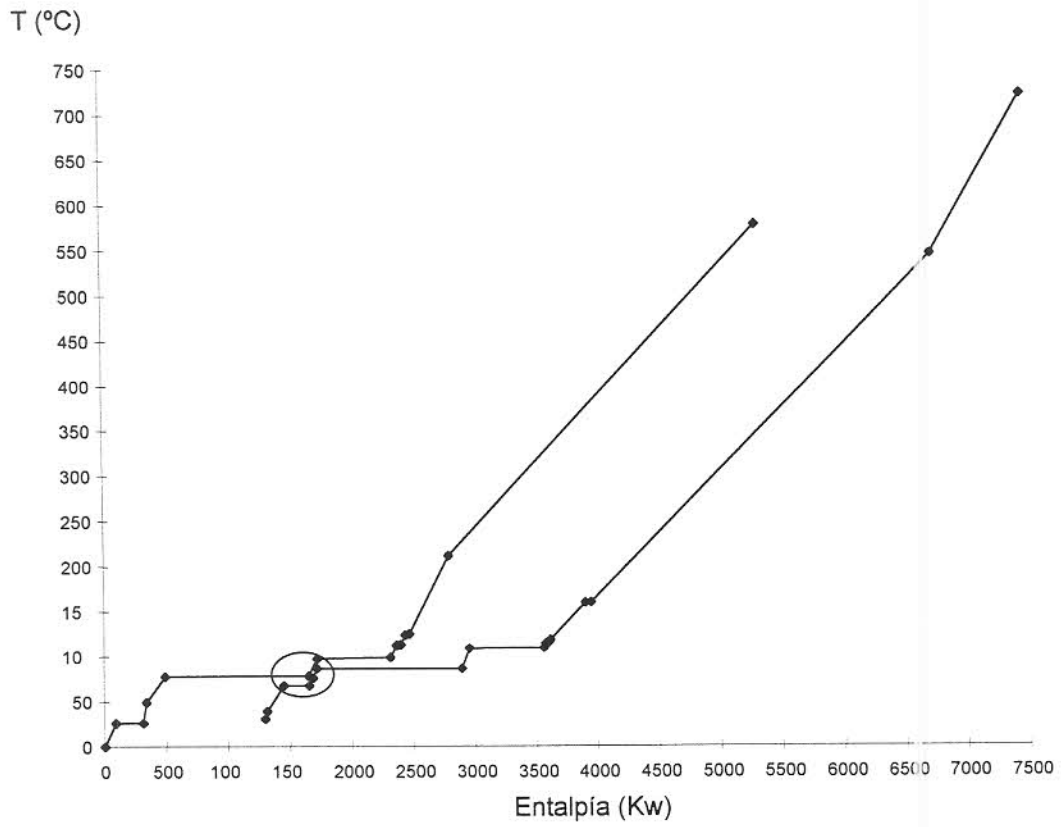


Fig. 4.8 Diagrama de curvas compuestas para la segunda modificación.

4.4.3 Comparación entre los costos totales después de seleccionar los servicios utilizados

El costo total de la red para el proceso queda definido de acuerdo a :

$$\text{Costo total de la red} = \text{Costo capital} + \text{Costo de operación} \quad (4.4)$$

Para tener resultados relacionados con los servicios utilizados, se encuentra a continuación el área mínima de intercambio para el proceso. Para esto, primero se seleccionan los servicios requeridos de la forma descrita en el Capítulo 2. La Fig. 4.9 presenta la selección de servicios hecha para el proceso.

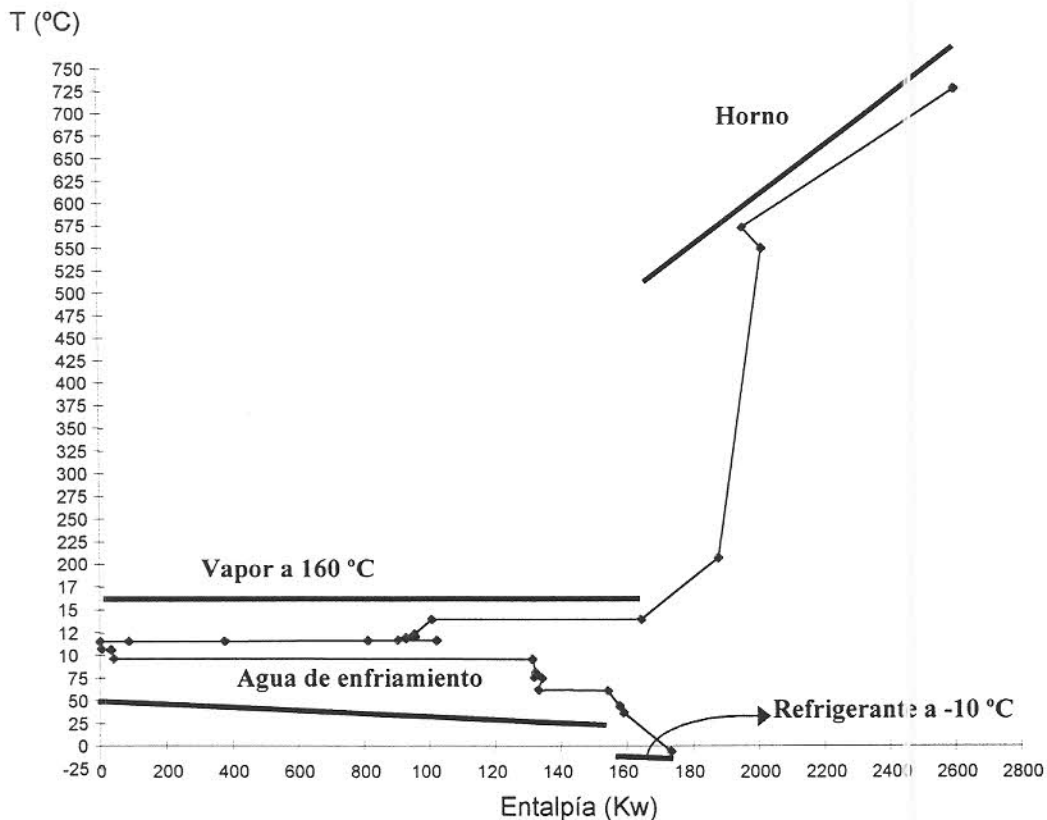


Fig. 4.9 Selección de servicios para el proceso de producción de estireno.

De acuerdo con la Fig. 4.10, el proceso utiliza los siguientes servicios :

- Servicio de calentamiento a 760 °C.
- Servicio de calentamiento a 160 °C.
- Servicio de enfriamiento a 25 °C.
- Servicio de enfriamiento a -10 °C.

Los servicios anteriores se mantienen para todos los casos estudiados en este capítulo, dado que se supone son los servicios con los que cuenta el sistema

En base a lo anterior se calcula el área mínima de intercambio para la red del proceso de acuerdo con los servicios de calentamiento y enfriamiento utilizados. La Fig. 4.10 presenta el diagrama de curvas compuestas para la condición inicial, dividida en los intervalos correspondientes.

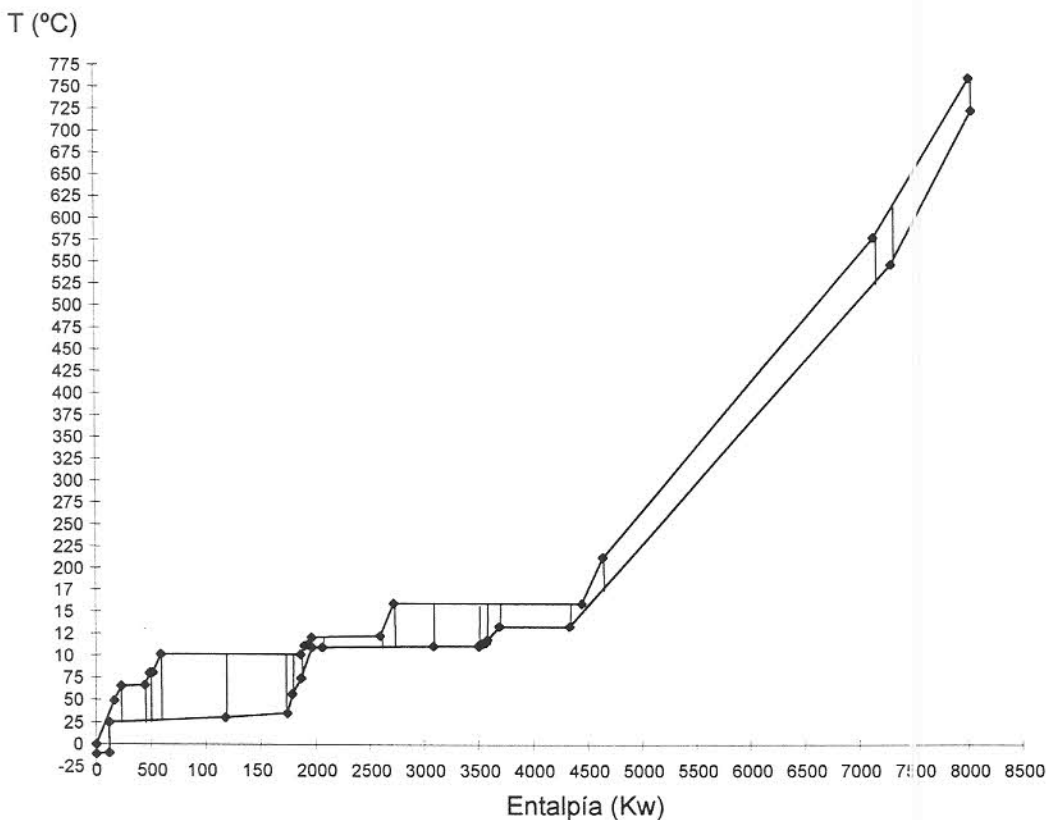


Fig. 4.10 Intervalos ocupados para calcular el área mínima de la red para el proceso de producción de estireno.

La Tabla 4.10 presenta los costos totales para cada caso estudiado, después de hacer las curvas compuestas balanceadas con los servicios seleccionados.

Tabla 4.10 Costos totales para el proceso de producción de estireno al seleccionar los servicios utilizados

Caso	Costo total (\$/año)	Area (m ²)
Problema inicial	337,250.	16.6.
Problema 1 ^{ra} modificación	299,732.	11.49.
Problema 2 ^{da} modificación	289,780.	10.30.

La Tabla 4.11 presenta el ahorro que genera cada modificación con relación al costo del proceso original.

Tabla 4.11 Ahorros para la primera y segunda modificación del proceso de producción de estireno con respecto al problema inicial.

Caso	Ahorro (%)
Problema 1 ^{ra} modificación	11.1
Problema 2 ^{da} modificación	14.1

Como se puede observar, una vez que se seleccionan los servicios necesarios para el sistema, los ahorros en el costo total son mayores de los logrados en base únicamente a los gastos mínimos anteriores. Se puede apreciar que la segunda modificación genera ahorros más grandes que la primera.

4.5 Conclusiones

1. Al aplicar la técnica propuesta en el Capítulo 3 se obtuvieron ahorros extras con respecto al problema inicial del caso estudiado, tanto en los requerimientos mínimos de servicios como en el costo total después de seleccionar los servicios requeridos por el sistema.
2. El caso de estudio presentó algunos problemas para obtener una mejor integración, como fueron: la estrecha zona sobre la cual se ubicaban las columnas de destilación, la poca penetración que la zona anterior ofrecía a las columnas y el estrecho rango de temperaturas que presentaba el diagrama para el desplazamiento de las mismas.
3. De acuerdo a los resultados obtenidos al aplicar la metodología propuesta, también se generaron ahorros extras con respecto a la integración realizada por Díaz (1997), la cual ya presentaba ahorros atractivos.
4. Como consecuencia a los problemas de integración presentados por el caso de estudio, las técnicas de relajación presentadas en el Capítulo 3 no fueron aplicadas para este caso y se decidió presentar todos los resultados para una ΔT_{\min} de 10 °C.
5. Un punto importante a señalar es la situación que se provoca cuando la diferencia de cargas térmicas entre las columnas es muy grande, dado que se pierde el efecto de acoplamiento entre columnas cuando éstas no se interceptan.

Capítulo 5

Conclusiones Generales

A continuación se presentan las conclusiones más importantes que se generaron en este trabajo. Se exponen también algunas recomendaciones para estudios futuros que realicen trabajos de integración dentro del mismo campo.

5.1 Conclusiones

- La técnica que se muestra en el presente trabajo permite la aplicación de un análisis ágil hacia la integración de las columnas dentro de los procesos globales. Un desarrollo que permita llevar a cabo efectivamente todos los conceptos estudiados generará ahorros substanciales, siempre y cuando no se pierda de vista regular el área originada para la red de intercambio de calor en cada modificación.
- El efecto señalado por Linnhoff y col. (1990), que se presenta como un aumento considerable en el área de la red de intercambio de calor como consecuencia de una efectiva minimización en los servicios mínimos requeridos, ha quedado identificado plenamente de forma que es predecible desde el momento mismo de la reubicación de las columnas.
- Los ahorros obtenidos al aplicar la estrategia de integración propuesta dependen de la rigidez que presente el proceso estudiado en la zona de la supercurva sobre la cual se localicen las columnas de destilación, y de la flexibilidad de las columnas a operar a diferentes rangos de temperatura en su rehervidor y condensador.

- En un sistema de más de 3 columnas de destilación, en el cual una de las columnas contenga cargas calorificas en su condensador y rehervidor mucho mayores a las correspondientes de las otras columnas, el evitar la intersección entre columnas sólo tendrá un efecto apreciable entre la columna de cargas calorificas mayor y las columnas inmediata superior e inmediata inferior a ella.
- Los servicios seleccionados para ser utilizados en un determinado problema deben estar plenamente identificados antes de comenzar a aplicar la técnica de integración propuesta. Lo anterior es debido a que estos servicios marcan límites muy importantes en el desplazamiento de las columnas de destilación.

5.2 Recomendaciones

- Conocer verdaderamente hasta donde asciende el ahorro logrado cuando se integra un proceso mediante una estrategia, como la que se ha propuesto en este trabajo, implica un estudio en el cual se consideren resultados adicionales a los que estrictamente se originan mediante el método de pliegue. Un estudio que estuviera acorde con el comentario anterior debería tomar en cuenta algunos factores extras como equipo utilizado, medios de control necesarios, servicios disponibles y operabilidad del proceso.
- Sería interesante proponer casos de estudio adicionales que presenten variedad en el número de columnas de destilación contenidas y en sus características termodinámicas. Así mismo, hacer la selección de servicios requeridos en cada caso para determinar los posibles rangos de temperaturas que cada servicio debe cubrir, según sean las posiciones finales de las columnas en el proceso. Lo anterior es propuesto bajo la hipótesis de que un estudio así debe ayudar a establecer reglas de integración global más contundentes como consecuencia de extender el análisis y tomar dentro del problema otro grado de libertad.

Bibliografía

Andrecovich, M.J. y Westerberg, A.W., A Simple Synthesis Method Based on Utility Bounding for Heat Integrated Distillation Sequences, *AIChE Journal*, **31**, 3, 363-379, 1985.

Andrecovich, M.J. y Westerberg, A.W., Utility Bounds for Nonconstant $Q\Delta T$ for Heat Integrated Distillation Sequence Synthesis, *AIChE Journal*, **31**, 9, 1475-1479, Septiembre 1985.

Díaz, J.J., Integración de Energía en Procesos Globales, Tesis de Maestría, Mayo de 1987.

Frank, J.C., Geyer, G.R. y Kehde, H., Styrene-Ethylbenzene Separation With Sieve Trays, *Chem. Engng. Prog.*, **65**, 2, 79-86, Febrero 1969.

Glavic, P., Kravanja, Z. y Homsak, M., Putting the Pinch on Reactors, *Chem. Eng.*, 106-121, Junio 1990.

Glavic, P. y Novak, Z., Completely Analyze Energy-Integrated Processes, *Chem. Engng. Prog.*, 49-60, Febrero 1993.

Harbert, V.D., Which Tower goes Where?, *Petroleum Refiner*, **36**, 3, 169-183, 1957.

Hendry, J.E. y Hughes, R.R., Generating Separation Process Flowsheets, *Chem. Eng. Prog.*, **68**, 6, 71-89, 1972.

Kirk-Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology*, Volumen 21, 3rd. Edition, John Wiley & Sons, Inc., 1983.