

50521
67



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA

SÍNTESIS DE REDES DE INTERCAMBIO
DE CALOR POR MÉTODOS
ALGORÍTMICOS

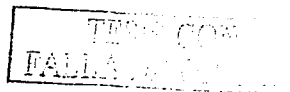
T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERO QUÍMICO
P R E S E N T A:
BERNARDINO SÁNCHEZ DÍAZ

ASESOR: M. en C. ANDRES AQUINO CANCHOLA



2003

1





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



**FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA**

OFICIO: FESZ/JCIQ/081/02

ASUNTO: Asignación de Jurado

ALUMNO: SANCHEZ DIAZ BERNARDINO

P r e s e n t e.

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:



Presidente:

I.Q. Eduardo Vázquez Zamora

Vocal:

M. en C. Andrés Aquino Canchola

Secretario:

I.Q. José Benjamín Rangel Granados

Suplente:

I.Q. Rosario Tapia Aguilar

Suplente:

I.I.Q. Alejandro Rubio Martínez



Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

A t e n t a m e n t e

"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

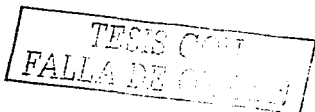
México, D. F., 14 de Octubre de 2002

EL JEFE DE LA CARRERA



M. en C. ANDRES AQUINO CANCHOLA

2

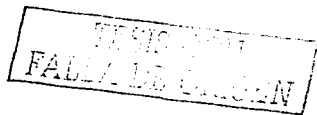


A mis Padres por todo lo que han hecho por Mi.

A mi esposa Lucy por haber creído en Mi.

A mis Hijas que son mi motivación.

3



ÍNDICE

Resumen	i
Introducción	ii
I.- GENERALIDADES	1
1.1 Métodos de diseño empleados en la síntesis de proceso.	2
1.2 Etapas en la síntesis de procesos.	5
1.3 Planteamiento del problema.	9
1.4 Consideraciones y simplificaciones.	11
1.5 Objetivos en el diseño de la red de intercambio de calor.	12
II.- MÉTODOS HEURÍSTICOS Y EVOLUTIVOS PARA LA SÍNTESIS DE REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR.	16
2.1 Algoritmo del área mínima.	16
2.2 Método del intervalo de temperatura.	21
2.2.1 Determinación de los intervalos de temperatura.	21
2.2.2 Procedimiento de combinación de corrientes en una subred.	22
2.2.3 Procedimiento de combinación entre subredes.	23
2.3 Método termodinámico combinatorio.	23
2.3.1 Bases teóricas.	24
2.3.2 Aplicación.	25
2.4 Método de diseño del Pliegue.	32
2.4.1 Mínimos requerimientos de servicios.	33
2.4.2 Importancia del punto de pliegue.	34
2.4.3 Representación de la red.	37
2.4.4 Filosofía del método.	40
2.4.5 Criterios de factibilidad en el pliegue.	40
2.4.6 La tabla CP.	46

4

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

III.- FORMULACIÓN DEL PROBLEMA DE OPTIMIZACIÓN CON PROGRAMACIÓN MIXTA-ENTERA.	52
3.1 Programación Mixta-Entera.	52
3.2 Programación Mixta-Entera Lineal.	57
3.3 Programación Mixta-Entera no Lineal.	61
IV.- MÉTODOS ALGORÍTMICOS PARA LA SÍNTESIS DE REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR	64
4.1 Método de Cerda, Westerberg, Mason y Linnhoff.	65
4.1.1 Puntos de esquina y puntos de pliegue.	65
4.1.2 Problema de partición.	67
4.1.3 Formulación del problema de transporte.	68
4.1.4 La solución inicial.	70
4.2 Modelo de Papoulias y Grossmann.	74
4.2.1 Problema del mínimo costo de servicios.	76
4.2.2 Mínimo número de unidades de intercambio de calor.	79
4.2.3 Procedimiento de síntesis.	82
4.3 Método de Floudas, Ciric y Grossmann.	85
4.3.1 Derivación de la superestructura.	87
4.3.2 Procedimiento para la derivación de la superestructura.	92
4.3.3 Formulación con programación no lineal.	93
4.3.4 Procedimiento de inicio.	98
4.4 Método de Ciric y Floudas para la optimización de una red de Intercambio de calor existente.	100
4.4.1 Establecimiento del problema.	100
4.4.2 Bosquejo de la estrategia de mejoramiento.	101
4.4.3 Formulación matemática en el nivel de arreglos.	103
4.4.4 Categorías de modificaciones estructurales.	103
4.4.5 La función objetivo.	105
4.4.6 Restricciones.	107
4.4.7 Comentarios sobre la formulación matemática.	112

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	119
BIBLIOGRAFÍA	122
APÉNDICE A.	
El problema lineal de optimización	129
El método simplex	131
APÉNDICE B	
Intercambiadores de calor	142
Diferencia media de temperatura	146

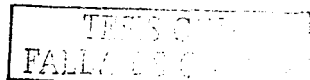
6

TESIS CON
FALLA DE ORDEN

RESUMEN

Esta tesis que lleva por nombre: Síntesis de Redes de Intercambio de Calor por Métodos Algorítmicos, inicia con una introducción que habla acerca de las principales actividades a realizar en el diseño de procesos: la síntesis, el análisis y la optimización. También en este apartado se establece formalmente el problema de síntesis de la red de intercambio de calor. En un capítulo aparte se trata de manera ligera los métodos de Síntesis de redes de intercambio de calor Heurísticos y Evolutivos más importantes, profundizando mayormente en el método de diseño del pliegue (PDM) de Linnhoff y colaboradores, el cual hasta la fecha ha sido uno de los métodos con más desarrollo.

En el capítulo III comienza la segunda parte de este trabajo, estableciendo de manera general la formulación matemática del problema de optimización de procesos por los métodos de programación mixta-entera lineal y no lineal. El siguiente apartado habla de los métodos algorítmicos en la Síntesis de redes de intercambio de calor. Se presentan dos métodos lineales uno de transporte y otro de transbordo, seguidos por dos métodos que combinan el uso de programación lineal y no lineal, uno emplea un modelo de arreglos en serie y paralelo de intercambiadores, así como división, by-pass y mezclado de corrientes. El último método presentado es aplicado para mejorar redes de intercambio de calor ya existentes. Este método presenta un procedimiento de dos etapas, en la primera etapa propone un mejoramiento de los arreglos con programación mixta-entera lineal. En la segunda etapa se postula una superestructura, la cual es resuelta con una formulación de programación no lineal a fin de obtener la configuración óptima de la red de intercambio de calor.



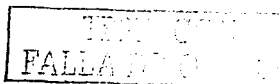
INTRODUCCIÓN

El incesante aumento en los costos de energía auxiliar (vapor, agua de enfriamiento, combustible, etc.) en la industria de proceso químico y petroquímico, así como los costos fijos requeridos en la adquisición de equipos y tuberías para estos manejos de energía, han obligado a los ingenieros de proceso a diseñar redes de intercambio de calor en las que se haga un uso más eficiente de la energía y también a disminuir el número de unidades de intercambio de calor, logrando así, un consumo mínimo de energía auxiliar (servicios) y una baja inversión en equipo de intercambio de calor.

Con frecuencia los costos asociados a la redes de intercambio de calor importan un tercio del costo total de una planta química ó petroquímica y anualmente en cuestión de costos de servicios importan más del 20 % de los costos de operación de la planta. De estos factores parte la necesidad de hacer eficiente el diseño de recuperación de energía.

El problema de síntesis consiste en la integración de una red de intercambiadores de calor a contracorriente (ver apéndice B), un conjunto de corrientes de proceso calientes y frías (con flujos de capacidad calorífica y temperaturas de entrada y salida conocidas) y un conjunto de servicios disponibles (combustible, vapor, agua de enfriamiento, etc.) para suministrar el calentamiento y enfriamiento auxiliar que sea requerido.

El objetivo en esta síntesis es desarrollar una red de intercambio de calor que satisfaga las especificaciones de corriente a un costo anual mínimo total.



El presente trabajo tiene el siguiente alcance:

En el capítulo I, Generalidades se hace mención de las etapas a seguir en el diseño de procesos, haciendo hincapié principalmente en los métodos de síntesis de procesos y sus etapas, también se hace un planteamiento formal del problema de Síntesis de la red de intercambio de calor. En el capítulo II se hace una revisión de los métodos heurísticos y evolutivos más importantes, principalmente del método de Linhoff "El Método del Pliegue", el cual es considerado el más importante de estos. En el capítulo III se hace la formulación del problema de optimización para el diseño de procesos desde el punto de vista de la programación mixta-entera lineal y la programación mixta-entera no lineal. Para el capítulo IV se empieza con los métodos algorítmicos de Síntesis de redes de intercambio de calor, el primero de ellos es el método de Cerda et. al en donde se presenta un modelo de transporte de programación lineal, el siguiente método de síntesis es el de Papoulias y Grossmann, el cual presenta un modelo de transbordo de programación lineal, el tercer método presentado es el de Floudas, Ciric y Grossmann el cual hace uso de la derivación de una superestructura basada en el modelo mixto-entero de transbordo, la cual incluye opciones de arreglo en serie y paralelo así como división de corriente, mezclado y bypassing: muchas de las conexiones de corrientes en la superestructura son reducidas a flujo cero con una formulación no lineal. Por último se presenta el método de Ciric y Floudas para la optimización de una red de intercambio de calor existente. A continuación se presentan las conclusiones y recomendaciones para posteriores trabajos. Por último se presentan los apéndices A y B donde se hace una mención acerca del método Simplex de optimización lineal y sobre intercambiadores de calor.



CAPITULO I

GENERALIDADES

Las principales actividades que se llevan a cabo en el diseño de procesos son la síntesis, el análisis y la optimización.

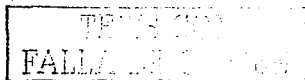
Síntesis: La síntesis es el paso en donde se conjetura la construcción de bloques y sus interconexiones para crear una estructura la cual pueda satisfacer los requerimientos de diseño establecidos.

La síntesis es quizás, la piedra angular en el diseño de procesos ya que enmarca el problema fundamental de estructurar un esquema de proceso para satisfacer objetivos y necesidades dadas. La síntesis es considerada como la etapa inventiva en el diseño de procesos, en donde es elegida la estructura del esquema de flujo de proceso, por ejemplo, son seleccionados el equipo particular a ser empleado y su interconexión. También en la síntesis, el ingeniero de diseño suministra los valores iniciales para las variables, los cuales puede fijar libremente.

Análisis: La actividad del análisis se divide en cuatro partes: la primera es modelar el sistema de procesamiento, la segunda es resolver los balances de materia y energía, la tercera es la de obtener las dimensiones y el costo del equipo, y la última es la evaluación de la validez del esquema de flujo de proceso ya analizado (como la seguridad o la operabilidad).

Optimización: La optimización es la actividad que se encarga de realizar una búsqueda sistemática sobre las condiciones de operación permitidas, con el fin de mejorar la evaluación tanto como sea posible.

En particular pueden existir dos tipos de optimización, que son la optimización de parámetros y la optimización estructural. Cuando se esta analizando un esquema de flujo de proceso, usualmente se descubre algún nivel particular de presión o de temperatura que pueda influenciar profundamente las dimensiones resultantes de equipos y en consecuencia



PAGINACIÓN DISCONTINUA

la evaluación del esquema de flujo de proceso; o bien se puede decidir alterar un equipo y/o su interconexión a causa de que es obvia una mejoría. Si se realizan cambios al tipo de equipo y/o a su interconexión se efectúa una optimización estructural. Por otra parte, si solamente se alteran niveles de presión o de temperatura dentro de un esquema de flujo de proceso fijo, se lleva a cabo una optimización de parámetros.

El ingeniero de diseño se mueve iterativamente a través de cada una de estas actividades, con la finalidad de desarrollar más detalles del proceso que ayuden a un mejor entendimiento del diseño con cada iteración.

1.1 MÉTODOS DE DISEÑO EMPLEADOS EN LA SÍNTESIS DE PROCESOS.

La síntesis de procesos es la materia encargada de estudiar los métodos y herramientas que facilitan conceptualizar y diseñar un proceso.

Las cuatro aproximaciones más importantes que han sido propuestas en la síntesis de procesos a fin de integrar los esquemas de proceso, pueden sumariarse como:

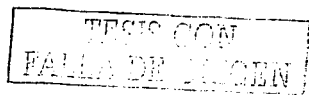
1. - Heurísticos.

Aquí la principal idea es aplicar reglas de manejo que se basan en el juicio ingenieril o la experiencia. La ventaja que se obtiene al trabajar con heurísticos es que permiten una rápida localización de estructuras de proceso que a menudo son cercanas a las soluciones óptimas. Sin embargo, la desventaja es que usualmente no existe una forma razonable de establecer la calidad de tales soluciones, las cuales en ocasiones pueden de hecho ser bastante pobres. Además, las reglas heurísticas para un problema dado a menudo se pueden contradecir mutuamente, requiriendo en consecuencia la asignación de clasificaciones bastante arbitrarias o esquemas ponderados para resolver estos conflictos.

2. - Evolutivos.

El diseño de procesos a menudo puede ser mejorado por la modificación de algunos subdiseños o de procesos previamente sintetizados.

La idea básica de esta aproximación es la de encontrar una acción, la cual produzca una modificación y de lugar a una mejora de la función objetivo. Tal aproximación conserva los puntos buenos de la estructura pasada y además mejora el valor del índice de



funcionamiento. Evidentemente, esta aproximación está fuertemente influenciada por la intuición del individuo y esencialmente depende de los conceptos del esquema de flujo de proceso aceptados inicialmente.

Se debe señalar que la aproximación evolutiva es una herramienta muy poderosa en las manos de ingenieros de proceso experimentados, ya que permite el uso repetitivo de un programa de simulación de propósito general para mejorar el esquema total de procesamiento por medio de modificaciones secuenciales.

3. - Objetivos Termodinámicos.

La conjetura principal en esta aproximación, es la de que diseños que caractericen alta eficiencia de energía son a menudo "cercaños" a las soluciones óptimas desde un punto de vista económico. Al realizar un análisis termodinámico se pueden derivar límites inferiores sobre el consumo de energía, los que proporcionan objetivos para el ingeniero de diseño. Esta aproximación puede ser muy poderosa en la reducción del problema combinatorio si la calidad de los límites es muy buena (ejemplo, mínimo consumo de servicios en las redes de recuperación de calor), ya que la energía es de hecho un artículo de costo dominante en el proceso. La principal desventaja en esta aproximación es que las consideraciones de costo de capital no pueden ser tomadas en cuenta adecuadamente, ya que esto solo puede ser hecho artificialmente restringiendo la eficiencia energética (ejemplo, por medio de acercamientos mínimos de temperatura). También, como los objetivos solo suministran guías, puede ser requerida una considerable perspicacia, y prueba y error del ingeniero de diseño para encontrar soluciones que sean cercanas a los objetivos estimados.

4. - Algorítmica.

En esta aproximación, la idea principal es formular la síntesis del proceso como un problema de optimización. Esto requiere una representación explícita o implícita de un conjunto específico de diagramas de proceso, de entre los cuales será seleccionada la solución óptima. La ventaja en esta aproximación es que suministra una estructura más sistemática para el manejo de una variedad de problemas de síntesis de procesos, y estimar más rigurosamente, para caracterizar tales iteraciones y los costos de capital. También, esta aproximación tiene la importante propiedad de ser apta para generar automáticamente

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

estructuras de proceso. La desventaja, sin embargo, es que el gasto computacional puede ser bastante grande cuando los problemas no sean formulados apropiadamente, y además, la optimalidad de la solución solo puede ser garantizada con respecto a las alternativas que hayan sido consideradas en la representación del problema.

Debe ser señalado que la distinción entre las cuatro aproximaciones no siempre es definida. Por ejemplo, los métodos termodinámicos y algorítmicos hacen uso de los heurísticos en una forma u otra, ya que algunos de los métodos heurísticos son para alguna extensión algorítmica, en la cual pueden ser sistematizados (ejemplo, por medio de sistemas expertos).

Recientemente, existe considerable escepticismo sobre la utilidad de los métodos algorítmicos que están basados en optimización. Los argumentos principales en contra del uso de estos métodos para la síntesis de procesos pueden ser resumidos como:

- a) Eliminan a ingenieros de diseño en la toma de decisión del proceso.
- b) Suministran poca visión en cuanto a como son hechas las decisiones.
- c) Tienen a ser computacionalmente costosas.
- d) No pueden garantizar una optimalidad "verdadera" a causa de los muchos intangibles en el diseño, o ya que las alternativas que son potencialmente mejores pueden no haber sido incluidas en la representación del problema.

Estas objeciones tienden a surgir debido a la falta de apreciación en capacidades y limitaciones de las técnicas de optimización. En particular, el problema principal parecería ser en cuan apto deben ser los métodos algorítmicos con relación a las otras dos aproximaciones en la síntesis de procesos.

Si bien no es cuestionable que se ha realizado un considerable progreso en la síntesis de procesos con los métodos heurísticos y los objetivos termodinámicos, particularmente con las redes de recuperación de calor, también es verdad que estos métodos tienen un número importante de limitaciones. Por ejemplo, estos métodos no suministran una estructura común para sintetizar una variedad de sistemas o sistemas totales de procesamiento que estén compuestos de diferentes tipos de componentes (ejemplo, plantas químicas, redes de integración de calor, sistemas de servicios). También, los heurísticos y los objetivos

FALLA DE CALIBRE

termodinámicos tienden a dejar todas las decisiones de síntesis al ingeniero, al cual, se le puede hacer la tarea bastante pesada y tediosa cuando se aplican a grandes sistemas. Estos métodos también pueden fallar al garantizar una optimalidad "verdadera", porque tienden a realizar suposiciones bastante restrictivas (ejemplo, descuido de las consideraciones de costo de capital, dominio de consideraciones de energía), o puesto que están sujetas a la interpretación particular y a la habilidad del ingeniero de diseño en su aplicación.

Ya que ni las heurísticas ni los objetivos termodinámicos o los métodos algorítmicos ofrecen por sí mismos una forma "directa" para resolver problemas de síntesis de procesos, una estrategia más sensible parecería ser combinar las tres aproximaciones para explotar sus respectivas habilidades. Por ejemplo, las heurísticas pueden ser empleadas en la selección preliminar para descartar alternativas que no sean promisorias, o de otro modo que puedan ser usadas para generar estimados iniciales "buenos". Los objetivos termodinámicos pueden ser empleados para desarrollar límites o representaciones que eliminen alternativas de consideración que no sean eficientes energéticamente. Los métodos algorítmicos pueden ser empleados para generar automáticamente procesos integrados en los que las interacciones y puntos muy finos de modelado son tomados totalmente en cuenta.

En esta forma, al combinar adecuadamente las cuatro aproximaciones en un interactivo ambiente de computación, el ingeniero de diseño aún puede ser un comando total de la decisión del proceso. Al desarrollar agudeza por medio de heurísticas y los objetivos termodinámicos, él puede incorporarlos en los procedimientos algorítmicos, mientras que estas a su vez ayudaran al ingeniero en la búsqueda de soluciones con costo mínimo. Cuando estas soluciones no prueben ser satisfactorias desde un punto de vista práctico, el ingeniero puede tener la capacidad de imponer restricciones adicionales en los métodos algorítmicos, o hacer modificaciones a la estructura del proceso a su voluntad.

1.2 ETAPAS EN LA SÍNTESIS DE PROCESOS.

En la síntesis de procesos, regularmente se siguen las etapas siguientes:

a) La síntesis de redes de reacción.

Este problema consiste en encontrar una secuencia de reacciones, que pueda ser empleada

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

para llegar a un producto deseado partiendo de las materias primas disponibles, lo que constituye la optimización de un problema multiobjetivo; estos objetivos son los siguientes:

- Minimizar el número de pasos de reacción requeridos.
- Minimizar el costo del sistema de proceso resultante.
- Maximizar el uso de materias primas.
- Maximizar la conversión.

b) Síntesis de redes de reactores.

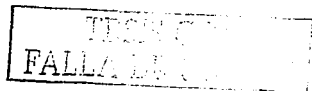
Aquí el problema consiste en encontrar la configuración óptima del reactor. Una vez que el conjunto de reacciones ha sido seleccionado (en la etapa de síntesis de rutas de reacción), el problema es saber que tipos de reactores serán empleados (CSTR, tubular, batch, fluidizado, etc.), cuantos son y como son, para ser interconectados en un todo integrado.

c) Síntesis de sistemas de separación.

El problema es sintetizar un proceso, el cual pueda aislar los productos especificados de las corrientes de alimentación de condiciones conocidas (composición, flujo, presión y temperatura). En esta etapa lo que se intenta es encontrar secuencias de separación que únicamente comprendan separadores simples; es decir, cada componente en la alimentación a un separador, sale de la unidad en una de sus dos corrientes de productos. Una segunda suposición hecha es que cada método separador (destilación simple, destilación extractiva con un agente extractivo SI) impone un ordenamiento sobre los componentes en la mezcla de alimentación del problema. Es decir, cada método separador tiene su propio ordenamiento de componente, donde el primer componente en el ordenamiento es el más "volátil" y el último es el menos "volátil".

d) Síntesis de sistemas de control.

El problema es determinar que variables deben ser medidas para monitorear completamente un proceso, que variables deben ser empleadas como variables manipulables para controlar el proceso. El objetivo de este problema de síntesis es minimizar algunos índices de funcionamiento (estáticos o dinámicos), formulados adecuadamente por el sistema controlado.



e) Síntesis de redes de intercambio de calor.

Básicamente la tarea de la red de intercambio de calor, es la de intercambiar el calor disponible de todas las corrientes de proceso, con el fin de reducir el consumo de servicios de calentamiento y de enfriamiento. Como el costo de servicios es usualmente el artículo dominante, existe un gran incentivo para diseñar redes de recuperación de calor que integren eficientemente las corrientes de proceso.

Existen varias consideraciones prácticas involucradas en la síntesis de redes de intercambio de calor eficientes. La primera es que existen diferentes servicios que pueden ser empleados para proveer el calentamiento o el enfriamiento necesario a las corrientes de proceso. Por ejemplo, combustible, vapor a diferentes niveles de presión, ó agua caliente pueden ser empleados como servicio de calentamiento, a la vez que el agua de enfriamiento y refrigerantes pueden ser usados como servicio de enfriamiento. Como todos estos servicios tienen diferente costo por unidad de energía, es de gran importancia sintetizar redes de intercambio de calor que tengan el mínimo costo de servicios. Otro aspecto importante en el diseño de redes de recuperación de energía son las divisiones de corriente que a menudo son necesarias para obtener la mejor integración de calor en la red. En algunos casos esto puede ser logrado al permitir arreglos múltiples entre ciertos pares de corrientes, que después conducen a redes ciclicas, las cuales son redes en las que dos corrientes son arregladas una contra otra más de una vez, además no contienen divisiones en paralelo de una o más de las corrientes. Cabe mencionar, que a menudo, las redes ciclicas y o las divididas representan las únicas opciones para lograr la máxima recuperación de energía. Por ejemplo, cuando la capacidad calorífica regula el flujo de una corriente fría (o caliente), y además es excesivamente grande comparada con la de las corrientes calientes (o frías), normalmente es imposible proporcionar una máxima recuperación de energía en una red acíclica no dividida. Las redes acíclicas no divididas son aquellas que no incluyen arreglos múltiples entre el mismo par de corrientes ni división en paralelo de la corriente.

Otra consideración es la especificación de arreglos prohibidos entre ciertos pares de corrientes de proceso. Esta restricción usualmente surge en la práctica a causa del arreglo de la planta, de requerimientos de seguridad, o debido a dificultades de control del proceso.

TEMS C
FALLA

La principal dificultad que surge en el problema de recuperación de energía es su inherente naturaleza combinatoria, ya que usualmente existe un enorme número de posibles redes.

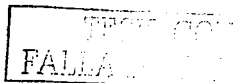
El problema de síntesis de redes de intercambio de calor formalmente fue establecido por Masso y Rudd (1969), un proceso químico involucra corrientes que van a ser calentadas (corrientes frías) o corrientes que serán enfriadas (corrientes calientes).

El costo involucrado incluye los costos de servicios de calentamiento y enfriamiento, así como el costo de los intercambiadores de calor. El objetivo a lograr es calentar o enfriar las corrientes de proceso de unas temperaturas de suministro especificadas a unas temperaturas objetivo especificadas, con un costo total mínimo.

Masso y Rudd (1969), propusieron un método sistemático para llegar al mínimo costo de la red de intercambio de calor, a la vez que se cumplan las especificaciones del proceso. Para lograr esto sugirieron un conjunto de reglas heurísticas que pueden ser empleadas para la combinación de corrientes, sin embargo, sus reglas heurísticas no siempre producen una red de intercambio de calor de costo mínimo.

Kesler y Parker (1969), Kobayashi et al. (1971) y Cena et al. (1977), formularon el problema de síntesis de la red de intercambio de calor de una manera matemática más rigurosa, formularon la síntesis como un problema de asignación en programación lineal. Sin embargo, la función objetivo de costo, que está basada en el área de intercambio de calor, es no lineal y además no convexa (la función objetivo real, no puede ser lineal a causa de que los intercambiadores de calor grandes tienen costo por unidad de área mucho menores que los intercambiadores de calor pequeños), solo fue aproximada. El método en consecuencia generó redes con un gran número de intercambiadores de calor.

Hohmann (1971) y Linhoff & Flower (1978), realizaron una importante contribución a la síntesis de redes de intercambio de calor. Estas contribuciones permitieron establecer el "límite termodinámico" para los mínimos servicios requeridos a fin de cumplir con lo especificado para el calentamiento y enfriamiento para tal problema. Este límite termodinámico involucra la localización de los puntos de pliegue dentro de tales redes donde existe un acreamiento mínimo de temperatura (ΔT_{min}). Este límite mínimo de servicios, es casi siempre obtenido por el mejor diseño de la red logrado para tales problemas, y por consiguiente un objetivo muy importante.



Desafortunadamente, la industria tiene implementada la solución de utilizar muy a menudo un 30% o más en exceso de los requerimientos mínimos de servicios.

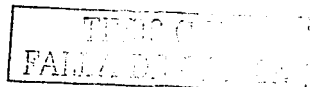
Con estos fundamentos nace el método del pliegue que fue desarrollado por Linnhoff (1982), y demostró que se puede predecir los requerimientos mínimos de servicios y el mínimo número de unidades de intercambio de calor antes de desarrollar la red, y la siguiente etapa sería sintetizar la red a fin de satisfacer estos objetivos.

1.3 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

El problema de síntesis de la red de recuperación de calor puede ser establecido como sigue:

"En un sistema de procesamiento existe un conjunto de corrientes calientes $H=(i; i=1, NH)$, que deben ser enfriadas, y un conjunto de corrientes frías $C=(j; j=1, NC)$, que deben ser calentadas. Cada corriente caliente i tiene un flujo másico F_i , una capacidad calorífica $C_{p,i}$ y deben ser enfriadas de una temperatura de suministro $T_{s,i}$ hasta una temperatura objetivo $T_{t,i}$. Similarmente, cada corriente fría j tiene un flujo másico F_j , una capacidad calorífica $C_{p,j}$ y debe ser calentada de una temperatura de suministro $T_{s,j}$ hasta una temperatura objetivo $T_{t,j}$. Ya que el contenido total de calor de las corrientes calientes y frías es usualmente diferente, y debido a las restricciones termodinámicas en la transferencia de calor, se supone que son disponibles calentamiento y enfriamiento auxiliares de un conjunto: $S=(m; m=1, NS)$ de servicios calientes (como combustible y vapor), y un conjunto: $W=(n; n=1, NW)$ de servicios de enfriamiento (como agua de enfriamiento y refrigeración). El objetivo del problema de síntesis es el de desarrollar una red de intercambiadores de calor a contracorriente que satisfaga las especificaciones de mínimos costos de inversión y de operación (en forma anualizada)".

En la figura 1.1, se representa el problema de recuperación de calor por medio de un cuadrado, a través del cual fluyen las corrientes calientes y frías, donando y recibiendo calor respectivamente. El calor tomado de la fuente de servicio es llamado Q_s , mientras que



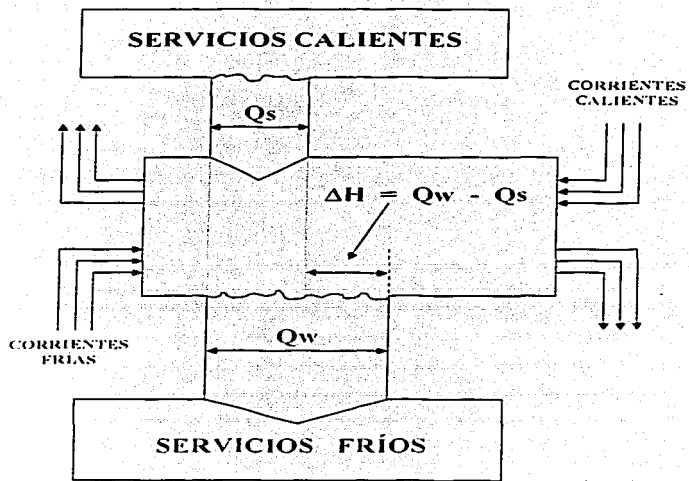


Figura 1.1 Representación del problema de recuperación de calor.

el calor donado al servicio receptor es denotado por Q_w . Realizando un simple balance de calor:

$$\Delta H = Q_w - Q_s \quad (1.1)$$

Este balance siempre corresponderá a la diferencia entre las cargas de calor de las corrientes de proceso a ser calentadas, y aquellas que serán enfriadas (ΔH), y deberá ser igual a la diferencia entre los flujos de calor de los servicios.

ΔH es una constante, que depende solamente de los datos de las corrientes de proceso. En consecuencia, un incremento en Q_s debe conducir a un correspondiente incremento en Q_w . Y en consecuencia, algún ahorro en la fuente de servicios Q_s deberá repercutir en un ahorro en los servicios receptores, obteniéndose un doble incentivo por minimizar el uso de servicios. Por lo tanto, el máximo grado factible de recuperación de energía corresponde a la situación en que Q_s y Q_w son mínimos.

1.4 CONSIDERACIONES Y SIMPLIFICACIONES.

a) Solo se considera el uso de intercambiadores de calor de tubos y coraza, ya que son estos los más empleados en la industria química y petroquímica. Cabe mencionar que este tipo de intercambiador de calor tiene la siguiente ecuación de diseño:

$$Q = U \cdot A \cdot \text{LMTD} \quad (1.2)$$

Donde Q es el calor transferido, U es el coeficiente global de transferencia de calor, A es el área de transferencia de calor y LMTD es la media logarítmica de temperatura.

- b) Los métodos solo trabajan con corrientes que no experimentan cambio de fase.
- c) Se asume que las capacidades caloríficas C_p , se mantienen constantes ante variaciones de temperatura.
- d) Los coeficientes de transferencia de calor efectivos para todos los intercambiadores, son constantes.
- e) No se toman en cuenta los costos de tuberías, accesorios, controles, así como el mantenimiento.
- f) No son incluidas las caídas de presión ni los costos de bombeo.

1.5 OBJETIVOS EN EL DISEÑO DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR.

Debido al gran número de posibles configuraciones de la red de intercambio de calor y a las no linealidades involucradas en la función de costo de inversión de los intercambiadores de calor, la principal aproximación que ha surgido en los últimos años es el desarrollar objetivos de diseño que simplifiquen y reduzcan el tamaño de este problema de síntesis. Aunque estos objetivos no pueden garantizar una rigurosa minimización de costo, tienen la propiedad de generar redes con máxima recuperación de calor, lo que a menudo corresponde a la solución óptima o cercana a la óptima. Los objetivos más importantes pueden ser resumidos en tres importantes, que pueden ser usados para el diseño de redes de energía eficientes. Los tres objetivos son los siguientes:

A. Mínimo Consumo de Servicios.

Este es el objetivo de diseño más importante para una red de intercambio de calor eficiente, ya que corresponde a la máxima integración de calor que puede ser obtenida en una red factible para un acercamiento mínimo de temperatura fijo. Además, como el costo de servicios regularmente es el costo dominante, este objetivo permite la eliminación de varias configuraciones de red que son costosas e ineficientes. La estimación de los servicios mínimos puede ser realizada antes de desarrollar la estructura real de la red de recuperación de calor. Este objetivo de diseño puede ser más refinado, así como la predicción de mínimo costo de servicios, esto es necesario ya que en redes reales usualmente existe una variedad de servicios calientes y fríos a emplear, y cada servicio es valorado a diferente costo (combustible, vapor de calentamiento a diferentes niveles de presión, agua caliente, agua de enfriamiento, refrigerantes, etc.).

B. Mínimo Número de Unidades de Intercambio de Calor.

Otro objetivo importante es el determinar el mínimo número de unidades de intercambio de calor requeridas en la red. Este objetivo intenta minimizar indirectamente los costos de inversión de la red, ya que el costo de cada intercambiador es estimado como una función cóncava del área. Hohmann (1971), descubrió que el mínimo número de unidades es usualmente uno menos que el número total de corrientes de proceso y servicios necesarios.

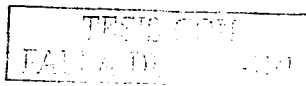
C. Modificación de Puntos de Pliegue.

Un punto de pliegue puede ser referido como un cuello de botella que previene una mayor integración de calor en la red. Un ejemplo de un punto de pliegue se muestra en la figura 1.2, en la cual las curvas compuestas, caliente y fría de un proceso son graficadas en un diagrama de Temperatura vs. Entalpía. De la figura se puede notar que la presencia del punto de pliegue limita la máxima integración de energía que es posible. Por lo tanto, es importante identificar la localización de los puntos de pliegue antes del desarrollo de una red, a fin de considerar cambios en el proceso que puedan eliminar o modificar estos cuellos de botella para mejorar la integración de energía.

Los elevados costos de energía han hecho que los costos de operación sean el factor dominante del costo total de la red. Por lo tanto un diseño económico de la red debe siempre minimizar los requerimientos de servicios de calentamiento y enfriamiento. Por otra parte, los costos de capital son controlados por el número de unidades de intercambio de calor en el diseño de la red.

Ya que cada arreglo entre corrientes de proceso es implementado por al menos un solo intercambiador de calor, el mínimo número de arreglos establece un límite inferior en el número de intercambiadores de calor para algún diseño factible de la red. Además, cuando cada arreglo es satisfecho por una sola unidad, como lo es posible en una red acélica, no hay diferencia entre ellos, y se le puede referir como un arreglo a su correspondiente intercambiador de calor.

En la práctica la industria tiene una aversión a los intercambiadores a contracorriente pura, debido a los problemas asociados con los esfuerzos térmicos. Estos esfuerzos surgen cuando se trata de fijar rígidamente ambos extremos del haz de tubos a la coraza, la cual experimenta diferentes temperaturas solo en el fluido del lado de la coraza. En la práctica industrial se emplea el intercambiador 1-2 (1 paso por la coraza y 2 paso por los tubos), donde los tubos están en forma de "U" y solo son fijados en el extremo del intercambiador de calor, tal que un intercambiador de calor es en una parte contracorriente y en la otra concurrente. De inmediato se observa que un arreglo entre dos corrientes que involucra un gran cambio de temperatura para ambas corrientes y con una fuerza impulsora relativamente



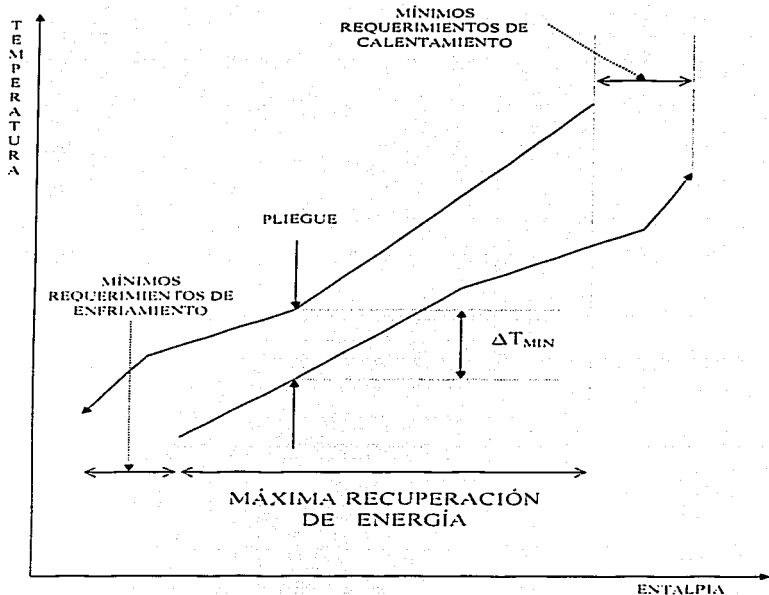
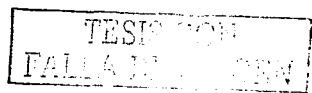


Figura 1.2 Curvas compuestas y el punto de pliegue.

pequeña requerirá el uso de varios intercambiadores de calor 1-2 (llamados "corazas") en la serie, para que se lleve a cabo dicho arreglo. Dos observaciones se desprenden de esto:

- 1) El costo de inversión de los intercambiadores para un arreglo es en realidad casi lineal, con el área elevada a la potencia 0.6, el cual debe resultar si el arreglo se puede efectuar en una sola coraza.
- 2) Existe un costo no conocido asociado con producir que las dos corrientes se unan a fin de que puedan quedar en arreglo. Este es el costo que se desea minimizar al diseñar redes que tengan los mínimos arreglos corriente/corriente.



CAPITULO I I

MÉTODOS HEURÍSTICOS Y EVOLUTIVOS PARA LA SÍNTESIS DE REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR

Los cuatro métodos de síntesis y optimización de redes de intercambio de calor más trascendentales que se han desarrollado (Heurísticos y Evolutivos), son los siguientes:

1. Algoritmo del área mínima.
2. Método del intervalo de temperatura (TI).
3. Método termodinámico combinatorio (TC).
4. Método del pliegue.

2.1 ALGORITMO DEL ÁREA MÍNIMA.

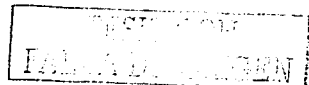
El método de área mínima es un método algorítmico evolutivo para la síntesis de redes de intercambio de calor con un costo mínimo. Fue propuesto inicialmente por Nishida, Kobayashi e Ichikawa (1971) y complementado por Nishida, Liu y Lapidus (1977).

El principio general en que se basa el método, es el de suponer que una red de intercambio óptima será aquella para la cual el área total de transferencia de calor sea mínima. Ya que el costo total de una red depende del costo total de inversión más el costo total de los servicios requeridos, es necesario:

- ✓ Diseñar la red de forma tal que se logre la mayor utilización posible de la carga térmica disponible en las corrientes de proceso, reduciéndose así los requerimientos de servicios auxiliares.
- ✓ Diseñar la red tratando de que el número total de unidades de intercambio de calor sea el mínimo posible, reduciéndose de esta forma los costos de inversión de capital.

El algoritmo se puede dividir en dos etapas:

1. Generación de una red inicial mediante el uso sistemático de un diagrama de contenido de calor.



2. Mejorar la red propuesta mediante una serie de reglas evolutivas encaminadas a dar una red cercana a la óptima.

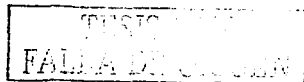
Como ya se menciona, el algoritmo utiliza una representación gráfica denominada "diagrama de contenido calorífico" como se muestra en la figura 2.1, en éste se representa un sistema formado de una corriente caliente H1, dos corrientes frías C1 y C2, y una corriente de servicios (vapor) S1.

El eje vertical del diagrama, representa las temperaturas de entrada y salida de las corrientes de proceso, y/o las temperaturas de entrada y salida de las corrientes de servicio. Las corrientes calientes de proceso y los servicios de calentamiento se localizan en la parte superior del eje horizontal, y en la parte inferior las corrientes frías de proceso y servicios de enfriamiento. El eje horizontal representa la magnitud relativa de la velocidad de flujo de capacidad calorífica (FCp) de las corrientes. El área de cada bloque representa la cantidad de calor a ser removido o adicionado a la corriente para lograr la temperatura objetivo deseada.

Las corrientes de proceso y servicios se representan en el diagrama de tal forma que los servicios de calentamiento y corrientes calientes de proceso sean localizados en orden decreciente de sus temperaturas de entrada en la parte superior del eje horizontal; las corrientes de servicio de enfriamiento y las corrientes frías de proceso se localizan en orden decreciente de sus temperaturas de salida, en la parte inferior del eje horizontal.

En muchos casos, la temperatura de salida y la velocidad de flujo de capacidad calorífica de las corrientes de servicio son desconocidas antes de combinarse con las corrientes de proceso, por lo que la representación de las corrientes de servicio se denotan inicialmente por un punto sobre el diagrama, especificando su temperatura de entrada. En la figura 2.1 una corriente de vapor a 450° F se representa como un punto en la parte superior del eje horizontal.

Después de la construcción del diagrama se procede a sintetizar una red inicial usando el diagrama de contenido de calor de la siguiente forma:



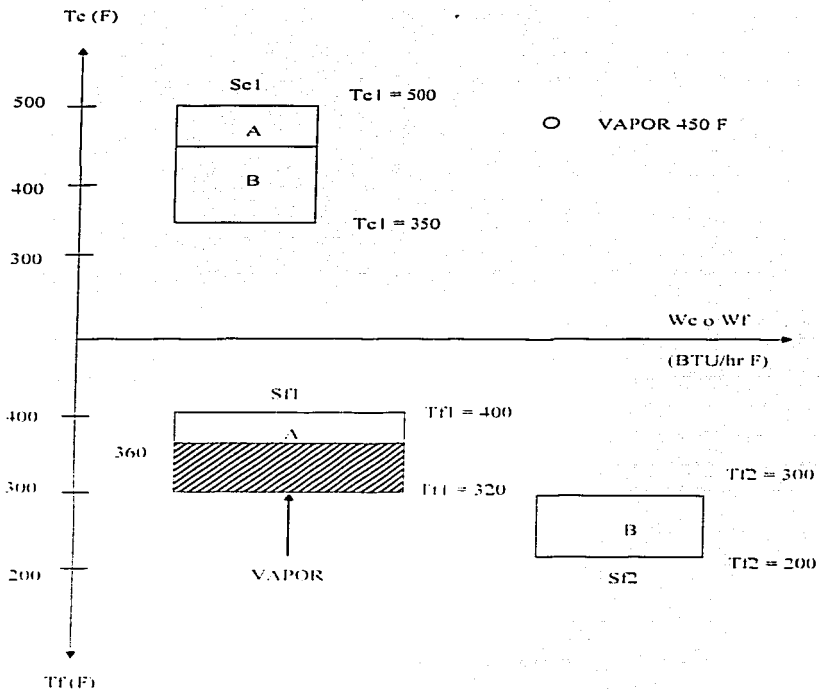


Figura 2.1 Diagrama de contenido calorífico.

- a) El intercambio de calor entre las corrientes de proceso frías y calientes, se indica asignándoles una misma letra o número (esto indica un intercambiador de calor).
- b) La división horizontal de un bloque presenta intercambio de calor múltiple (con más de una corriente), y la división vertical representa la división de corrientes.
- c) Cuando haya dos bloques con el mismo nivel de temperaturas haga una división horizontal formando un nuevo bloque e ignorando la configuración original.
- d) Los bloques fríos y calientes (corrientes de proceso), incluyendo los servicios, se combinan en orden decreciente de sus temperaturas.

De esta forma, se tiene que:

- La corriente caliente con mayor temperatura se combina con la corriente fría de mayor temperatura final.
- Las corrientes calientes con temperaturas iniciales intermedias deben ser combinadas con corrientes frías con temperaturas de salida intermedias.
- La corriente caliente con temperatura de suministro menor se combina con la corriente fría que tiene la temperatura final más baja.

Se debe cuidar que la temperatura de salida de un bloque caliente i nunca sea menor que la temperatura de entrada del bloque caliente $i - 1$. De igual manera, la temperatura de entrada de un bloque frío j , nunca debe ser menor que la temperatura de salida del bloque frío siguiente $j - 1$.

- e) La máxima cantidad de calor intercambiada entre corrientes de proceso, se determina en base al mínimo acreamiento permitido en los intercambiadores (diferencia entre la temperatura de salida de una corriente y la temperatura de entrada de la otra corriente), ΔT_{\min} .
- f) Posteriormente, una vez que todos los bloques han sido combinados, se comparan las cantidades de calor residuales de cada grupo de bloques a fin de utilizar los servicios auxiliares necesarios para obtener las temperaturas finales deseadas.



El algoritmo para sintetizar la red de intercambio de calor cercana a la óptima es el siguiente:

- 1) Construir el diagrama de contenido de calor del problema.
- 2) Tomando como base las cargas térmicas totales y los acercamientos recomendados, determinar la máxima cantidad de calor que puede intercambiarse por las corrientes de proceso y a su vez encontrar los requerimientos de servicios auxiliares.
- 3) Dividir horizontalmente los bloques que tengan un mismo nivel de temperaturas.
- 4) Cuando un bloque cualquiera frío o caliente esta formado por varios bloques al combinarse con otro bloque cualquiera frío o caliente, este último debe dividirse verticalmente.
- 5) Construir una red inicial.
- 6) Aplicar las reglas evolutivas para intentar mejorar la red inicial, estas reglas son:

I.- Comparar las áreas (contenido de calor) de varios bloques calientes y fríos en el diagrama. Suprimir el intercambiador, calentador o enfriador con el área más pequeña o la menor cantidad de intercambio de calor, incrementando la carga de calor de las demás corrientes de proceso y/o servicio. Aplicar repetidamente este procedimiento hasta que el costo total de la red resultante no pueda ya ser reducido.

II.- Si una red contiene una subred local en la cual una corriente caliente (o fría) se combina con la misma corriente fría (o caliente) que fue combinada anteriormente, suprimir cualquiera de estas combinaciones repetidas.

III.- Reemplazar la corriente dividida con la corriente no dividida. Combinar las corrientes calientes y frías en la red no dividida en orden decreciente de sus temperaturas promedio de suministro y finales.

- 7) Dibujar el esquema de flujo de la red resultante con área mínima o de costo cercano al mínimo.



2.2 MÉTODO DEL INTERVALO DE TEMPERATURA.

El método del intervalo de temperatura fue desarrollado por Linnhoff y Flower (1978). El método resuelve el problema de síntesis de redes de intercambio de calor generando la estructura de la red en la cual la recuperación de calor es máxima.

El problema es descompuesto en subredes, en las cuales hay requerimientos de calentamiento y enfriamiento de las corrientes frías y calientes de proceso. La combinación de estas subredes se efectúa de acuerdo a las siguientes etapas:

1. Clasificación de las corrientes calientes y frías en orden decreciente en cuanto a las velocidades de flujo de capacidad calorífica. El propósito de esta etapa es determinar secuencias de combinación preferenciales.
2. Determinación de intervalos de temperatura de las subredes, para las corrientes frías y calientes. El objetivo de esta etapa es descomponer el problema de síntesis en subproblemas. Las corrientes en una subred se encuentran en el mismo intervalo de temperatura.
3. Combinación de los requerimientos de calentamiento y enfriamiento subred por subred. Después de que todas las posibles combinaciones son llevadas a cabo en las subredes, los requerimientos de calentamiento y enfriamiento restantes se tratan de cubrir mediante la combinación entre subredes.

Finalmente los requerimientos de calentamiento y/o enfriamiento residuales son cubiertos por servicios auxiliares. Los detalles de estas etapas se dan a continuación.

2.2.1 Determinación de los intervalos de temperatura.

Para las corrientes calientes, los intervalos de temperatura de las subredes se determinan por dos temperaturas consecutivas de la cadena formada por las temperaturas de suministro y de salida de las corrientes calientes, y por las temperaturas de suministro y salida de las corrientes frías incrementadas por el mínimo acercamiento de temperatura establecido en la red. Si en la cadena existen temperaturas más altas que la mayor temperatura de suministro de las corrientes calientes, estas deben ser remplazadas por esta última. Si hay temperaturas más bajas que la menor temperatura de salida de las corrientes calientes, estas deben ser remplazadas por esta última.

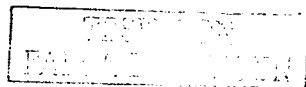


En las corrientes frías los intervalos son determinados por dos temperaturas consecutivas de la cadena formada por las temperaturas de suministro y de salida de las corrientes frías, y por las temperaturas de suministro y salida de las corrientes calientes reducidas por mínimo acercamiento de temperatura establecido en la red. Si en la cadena hay temperaturas más altas que la mayor temperatura objetivo de las corrientes frías, estas son remplazadas por esta última. Si hay temperaturas más bajas que la menor temperatura de suministro de las corrientes frías, estas son remplazadas por esta última.

2.2.2 Procedimiento de combinación de corrientes en una subred.

- a) Selección de las corrientes a combinarse. Esto se hace, tomando las corrientes frías y calientes con mayor contenido calorífico por separado. Al menos una de estas debe ser la primera en combinar. Si alguna de las dos corrientes seleccionadas es primera corriente de combinación, cambiar una de ellas, de preferencia la corriente con la capacidad calorífica mayor. La condición anterior, se requiere para generar la mínima diferencia de temperatura a través de todos los intercambiadores de calor.
- b) Efectuar la combinación entre las corrientes y obtener el calor asociado a dicha combinación. El calor de la combinación se obtiene de la forma siguiente :
1.- $T = \text{Min} (Q_H / MCp_H, Q_C / MCp_C)$ (2.1)
2.- $Q = MCp\Delta T$; $MCp = \text{Min} (MCp_H, MCp_C)$ (2.2)
- c) Determine un orden secuencial para la siguiente combinación. Cuando se combina una corriente, el primer intercambiador de calor es localizado en el lado caliente de la subred; el segundo intercambiador sobre la misma corriente caliente, debe ser localizado sobre el lado derecho, cerca del lado frío de la subred. Cuando se combina una corriente fría de la subred, el segundo intercambiador de calor sobre la misma corriente fría, es localizado sobre el lado izquierdo, cerca del lado caliente de la subred.

El colocar los intercambiadores de esta forma asegura la mínima diferencia de temperaturas, además de evitar que una corriente se combine más de una vez.



El procedimiento se realiza hasta que ya no existen más combinaciones posibles en la subred. Los requerimientos de calentamiento o enfriamiento residuales se cubrirán mediante la combinación entre subredes.

2.2.3 Procedimiento de combinación entre subredes.

Combinar los requerimientos de enfriamiento restantes en la subred K ($K = 1, 2, 3, \dots$) con los requerimientos de calentamiento restantes, acumulados en la red $K + 1$. La combinación se realiza empezando con la última subred, a partir del lado frío de la subred.

Análogamente los requerimientos de calentamiento se combinan con los requerimientos de enfriamiento residuales de la subred $K - 1$, continuando el procedimiento hasta la subred 1.

El procedimiento de combinación es similar al seguido en la combinación de las subredes. Salvo que en éste caso, el calor de combinación esta dado por:

$$Q = \text{Min} (Q_H, Q_C) \quad (2.3)$$

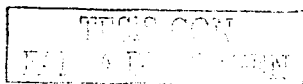
Una vez que las subredes se han combinado entre sí, los requerimientos restantes de calor (Enfriamiento o calentamiento) se cubren con servicios auxiliares.

2.3 MÉTODO TERMODINÁMICO COMBINATORIO (TC).

Este método también fue desarrollado por Linhoff y Flower. El método permite sintetizar en forma sencilla redes de intercambio de calor con las siguientes características:

- a) Máxima recuperación de energía.
- b) Mínimo número de unidades.
- c) No manejan división de corrientes.

El método general, considera la naturaleza combinatoria del problema y propone argumentos termodinámicos y topológicos para reducir el tamaño del mismo a fin de evaluar solo las alternativas más promisorias.



2.3.1 Bases teóricas.

Si consideramos un problema con N_H corrientes calientes y N_C corrientes frías, y se especifica para cada una su capacidad calorífica y las temperaturas de suministro y salida, el mínimo número de calentadores, enfriadores e intercambiadores, para la solución del problema es:

$$N_{MIN} = N_H + N_C + N_{HU} + N_{CU} - 1 \quad (2.4)$$

De donde, N_{MIN} es el mínimo número de unidades de intercambio de calor, N_{HU} es el número de corrientes de servicios calientes y N_{CU} es el número de corrientes de servicio frías.

El número de las posibles combinaciones que pueden existir en el problema puede ser evaluado por la siguiente ecuación:

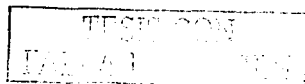
$$N_{POS} = N_H (N_C + N_{CU}) + N_C \cdot N_{HU} \quad (2.5)$$

El problema combinatorio consiste en determinar los conjuntos de combinaciones de N_{MIN} , que pueden ser formados cuando se seleccionan a partir de las diferentes N_{POS} , de acuerdo a la ecuación (2.6).

$$C_{N_{MIN}}^{N_{POS}} = \frac{N_{POS}!}{(N_{POS} - N_{MIN})!} \quad (2.6)$$

El número de redes a evaluar es reducido utilizando argumentos topológicos y termodinámicos, como son:

- Factibilidad de la temperatura de salida (objetivo). Cada combinación que conduce a una corriente a su temperatura objetivo, debe ser tratada con una corriente de proceso o de servicio cuya temperatura de suministro sea compatible con la temperatura objetivo.
- Factibilidad topológica. Cada corriente de proceso o de servicio, debe estar involucrada en al menos una combinación.



- c) Factibilidad de carga de calor. Si una corriente de proceso o de servicio se combina solo una vez, su pareja debe tener una carga de calor igual o mayor.

Para cualquier red factible, (involucrando más de una unidad de intercambio de calor) la corriente de proceso o servicio que sigue en orden decreciente de carga de calor debe tener por lo menos dos combinaciones, a menos que este combinada con la corriente de proceso o servicio con la mayor carga de calor.

Estas restricciones son condiciones necesarias, pero no son suficientes, por lo que es necesario realizar un análisis cuantitativo sobre las cargas de calor para asegurar la compatibilidad en cada una de las combinaciones.

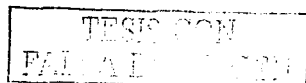
2.3.2 Aplicación.

A fin de mostrar la forma de emplear este método, considérese el problema SSP1 mostrado en la figura 2.2. Las flechas superiores corriendo hacia la derecha corresponden a las corrientes calientes, las flechas que van hacia la izquierda son para las corrientes frías. En cada caso, las temperaturas mostradas al inicio de la flecha corresponden a las temperaturas de suministro de cada corriente y las que se encuentran en la punta de la flecha corresponden a las temperaturas objetivo. Las cantidades mostradas a la derecha corresponden a las velocidades de flujo de capacidad calorífica. Un dato adicional para este problema son los requerimientos de servicios auxiliares, que en este caso son de calentamiento: $Q = 885.1 \text{ Kw } (302 \times 10^3 \text{ BTU/hr})$.

El mínimo número de unidades, de acuerdo a la ecuación (2.4) será: $N_{\text{MIS}} = 5$, y el número de posibles combinaciones de acuerdo con la ecuación (2.5): $N_{\text{POS}} = 9$.

Como puede observarse directamente de los datos, debe haber una combinación entre las corrientes H4 y C1, figura 2.3, ya que la temperatura objetivo de la corriente H4 (65.6 C) es la única compatible con la temperatura de suministro de la corriente C1 (37.9 C) esto resulta de aplicar el argumento de factibilidad de temperatura objetivo. (Las temperaturas de suministro de las corrientes C3 y C5 ocasionarían un acrecimiento igual a cero y negativo respectivamente).

Ejijando esta combinación, el número de posibles combinaciones es ocho, y el mínimo número de unidades es de cuatro (una de las corrientes combinadas cubre sus requeri-



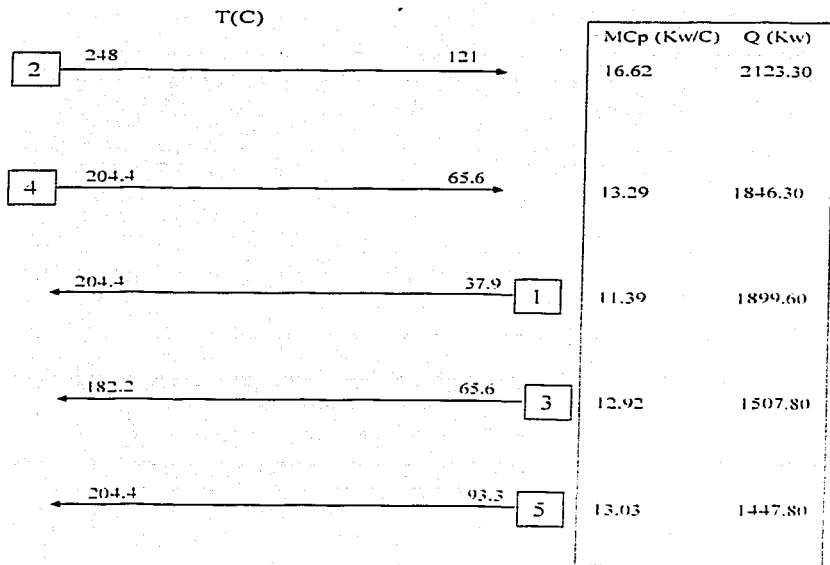


Figura 2.2 Datos para el problema 5SPI.

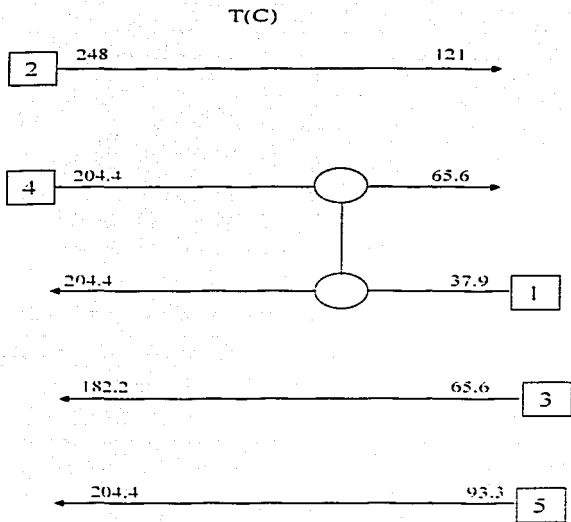


Figura 2.3 Combinación entre la corriente 4 y 1.

mientos). De esta forma el conjunto de combinaciones que pueden formarse serán, de acuerdo a la ecuación (2.6) igual a setenta.

Este número es todavía grande para manejarse (cuando menos manualmente). Sin embargo, si en primera instancia no se toman en cuenta las combinaciones entre las corrientes de proceso y los servicios de calentamiento, el número se reduce a $C_4^5 = 5$ posibilidades. Si además se eliminan cinco combinaciones para el caso en que se mantuviese desconectada la corriente H2, análogamente otras cinco por las corrientes C3 y C5 la reducción sería:

$$70 - (4 * 5) = 50$$

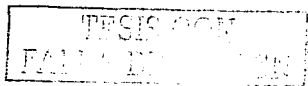
Esto se hace debido a que una corriente sin combinar también es una de las posibilidades (caso particular) que se considera al enumerar todas las combinaciones posibles, y obviamente, no es práctico sintetizar redes en las que alguna corriente no se combine con alguna otra corriente de proceso, de ahí que estas posibilidades (50) no se tomen en cuenta.

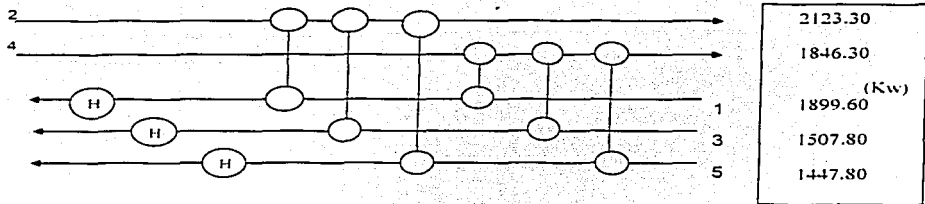
A continuación, usando el criterio de factibilidad de carga de calor, se eliminan las combinaciones en las que la corriente con mayor carga de calor realiza una sola combinación (en este problema es la H2). Dado que esto puede ocurrir con tres corrientes, se eliminan otras $3 * C_3^5 = 30$ posibilidades.

Ahora bien, en realidad cuatro de estas treinta posibilidades ya fueron desechadas. Dos para el caso en que la corriente C3 permanece desconectada, y dos para cuando la que no se conecta es la corriente C5. Con todo esto el número final de posibilidades a considerar es de veinticuatro.

$$50 - (30 - 2 - 2) = 24$$

Estas posibilidades ya pueden evaluarse manualmente. La figura 2.4 muestra las nueve posibilidades de combinación total más los veinticuatro juegos de posibles redes. Las combinaciones de estas veinticuatro estructuras se obtuvieron seleccionando primero las combinaciones de la corriente H2 y los posibles calentadores necesarios, para posteriormente realizar las combinaciones restantes. En cada caso la presencia de una cruz implica una combinación. Obsérvese además, que en cada red posible el número de intercambiadores es igual al mínimo número de unidades (5).





										1	2	3	
1	X	X		X	X	X	X			N			
2				X	X	X	X			N			
3				X	X	X	X			N			
4	X		X	X	X	X				N			
5		X	X	X	X	X				N			
6			X	X	X	X		X				N	
7			X	X	X	X			X			N	
8	X			X	X	X		X		X			X
9		X		X	X	X		X		X			X
10	X	X		X	X	X		X		N			
11		X		X	X	X		X		N			
12		X	X	X	X	X		X	X			N	
13			X	X	X	X		X				N	
14	X			X	X	X		X	X				X
15			X	X	X	X		X	X				X
16	X	X		X	X	X		X		N			
17	X		X	X	X	X		X		N			
18	X		X	X	X	X		X	X				X
19	X			X	X	X		X					X
20			X	X	X	X		X	X		N		
21		X		X	X	X		X			N		
22		X	X	X	X	X		X	X		N		
23			X	X	X	X		X	X		N		
24			X	X	X	X		X	X		N		

Figura 2.4 Juego de posibles combinaciones para el problema 5SP1.

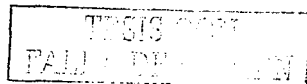
El primer argumento utilizado para desechar opciones es el de temperaturas. En la combinación entre las corrientes H4 y C1 por consideraciones de acercamiento mínimo de temperaturas, la corriente C1 no puede llegar a su temperatura objetivo de 204.4 C (para hacerlo se requeriría un acercamiento de 0 C), de esta forma, tomando un acercamiento mínimo de 11.1 C, la carga de calor intercambiada no es suficiente para cubrir los requerimientos de la corriente H4, por lo que necesitará una combinación posterior. La columna I de la figura 2.4 muestra nueve opciones desechadas al no considerar una segunda combinación de la corriente H4.

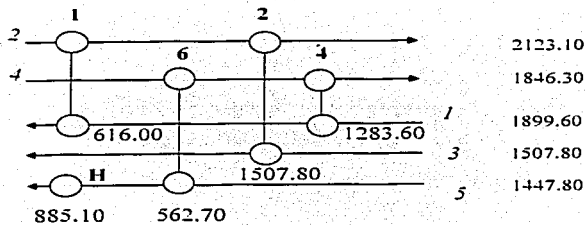
El segundo argumento utilizado es el de factibilidad de carga de calor, de acuerdo a este argumento las corrientes H2 y C1 al no tener las mayores cargas de calor, deben realizar al menos dos combinaciones. Tal como se observa en la columna 2 de la figura 2.4, las opciones 20 a 24 son desechadas ya que solo consideran una sola combinación para la corriente C1.

Finalmente, la columna 3 de la misma figura muestra seis opciones desechadas debido a que consideran una combinación entre alguna de las corrientes frías con un calentador sin considerar una combinación posterior con una corriente caliente, al hacer esto no se está aprovechando la energía disponible en forma adecuada, por lo que no son combinaciones que lleven a una máxima recuperación de energía.

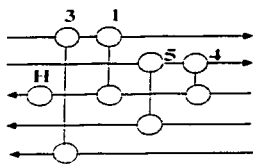
En esta etapa solo quedan ocho opciones, sin embargo, solo cinco de estas se realizan cumpliendo con el mínimo acercamiento de temperaturas $\Delta T_{min} = 11.1$ C (20 F). Estas opciones se muestran en la figura 2.5. La estructura 2.5a corresponde a la opción siete de la figura 2.4; la figura 2.5b a la opción 14, la 2.5c a la opción 15, la figura 2.5d a la 18 y la estructura 2.5e corresponde a la 10. Lo anterior implica que existen solo cinco posibles redes de intercambio de calor para el problema SSP1 que aseguren una máxima recuperación de calor, sujetas a las restricciones de un acercamiento de temperaturas de 11.1 C y sin considerar división de corrientes.

La tabla 2.1 muestra los costos anuales para estas cinco redes. Como puede observarse la estructura 2.5b es la que presenta el menor costo.

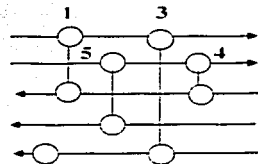




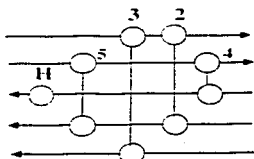
(a)



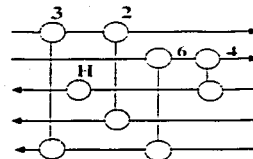
(b)



(c)



(d)



(e)

Figura 2.5 Las cinco soluciones para el problema SSP1.

<u>Estructura</u>	<u>Costo anual* (\$)</u>
3.5a	38,336.00
3.5b	38,268.00
3.5c	38,519.00
3.5d	38,550.00
3.5e	38,278.00

* Costos de 1978.

Tabla 2.1 costos anuales para la solución del problema 5SP1.

2.4 MÉTODO DE DISEÑO DEL PLIEGUE. (PDM)

Este método fue desarrollado por Linnhoff y Hindsmarch (1982). En este método de aproximación, el problema ha sido alterado radicalmente por dos importantes hallazgos: Los objetivos de funcionamiento de la red y la temperatura de pliegue de la misma.

La temperatura de pliegue de la red representa un cuello de botella para la recuperación factible de calor en el diseño de la red. Su localización fue descrita en principio por Linnhoff y Flower (1978) y Umeda et al. (1979), aunque no fue reconocida su gran significancia para el diseño de la red en esas fuentes.

Los objetivos de funcionamiento de la red, están encaminados al mínimo uso de servicios y al mínimo número de unidades, intercambiadores de proceso y servicios. El mínimo número de unidades esta dado por la expresión,

$$U_{\text{MIN}} = N - 1 \quad (2.7)$$

Donde U_{MIN} es el mínimo número de unidades, y N es el número de corrientes de proceso y servicios.

El método de diseño del pliegue esta basado en un cuidadoso entendimiento del fenómeno del pliegue, por lo que se llama el método de diseño del pliegue (PDM). El método identifica situaciones en donde la división de corrientes es inevitable para un diseño con los mínimos requerimientos de servicios.

2.4.1 Mínimos requerimientos de servicios.

La descripción del algoritmo se realizara con la ayuda del ejemplo mostrado en la tabla 2.2:

Corriente	FCp (Kw/C)	Ts (C)	To (C)
1 caliente	2	150	60
2 caliente	8	90	60
3 fría	2.5	20	125
4 fría	3	25	100

$\Delta T_{MIN} = 20^{\circ}C$

Tabla 2.2 Datos de corrientes para el caso de prueba.

El algoritmo empleado en la obtención de los mínimos requerimientos de servicios y la localización del pliegue es establecido por medio de un procedimiento de cuatro pasos:

PASO 1: Suministro de datos.

En su forma más simple, el algoritmo es restringido a la solución de problemas que tengan las siguientes características:

- Las corrientes tienen un flujo de capacidad calorífica constante.
- El mínimo acercamiento de temperatura permisible para la transferencia de calor, ΔT_{MIN} , aplica para todos los arreglos potenciales proceso-proceso y proceso-servicios.
- No existen razones de proceso, seguridad o de arreglo de equipo para evitar que ciertos pares de corrientes sean arreglados entre sí.
- Solo existe un nivel de servicios de calentamiento (en el final del extremo caliente del problema), y un nivel de servicios de enfriamiento (en el final del extremo frío del problema).

PASO 2: Intervalos de temperatura.

Los intervalos de temperatura se determinan de la misma forma que en el apartado 2.2.1 del método TI.

PASO 3: Balances de calor en cada intervalo.

Con el ΔT_{MIN} permitido, se construyen los intervalos de tal forma que sea factible una transferencia de calor total, entre las corrientes calientes y frías de un intervalo. El exceso o déficit neto de calor esta dado por el balance:

$$\Delta H_i = (C_{PH} - C_{PC})(T_i - T_{i+1}) \quad (3.8)$$

PASO 4: Cascada de calor.

El procedimiento de la cascada de calor consiste de dos etapas:

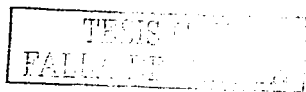
- Primero, se asume que $Q_{H1} = 0$, identifica el calor en cascada más grande negativo.
- Segundo, eliminar el calor en cascada más grande negativo adicionando calor en el primer intervalo por medio de una fuente externa de servicios calientes.

Las cascadas de calor resultantes del ejemplo se muestran en la columna 3 y 5 de la tabla 2.3: los mínimos requerimientos de servicios de calentamiento y enfriamiento son 117.5 y 40.0 Kw respectivamente, y el punto de pliegue tiene lugar en el intervalo de temperatura límite de 70 - 90 °C. El diagrama de flujo de calor del problema se muestra en la figura 2.6.

2.4.2 Importancia del punto de pliegue.

Tres importantes restricciones se desprenden del punto de pliegue:

- a) No se transfiere calor a través del pliegue (figura 2.7a). Un flujo de calor a través del pliegue debe resultar en la misma cantidad de calor que sea adicionada a cualquier otro flujo de calor en el problema a fin de mantener los balances de calor en el intervalo. Por consiguiente, una transferencia de X unidades de calor a través del pliegue, debe resultar en un incremento de los requerimientos de servicios Q_{H1} y Q_{C1} por X unidades cada uno.



Sub-redes	Corrientes y Temperaturas			1	2	3	4	5	
	Frias 1	4	F (C) 2	Cal 1	2	Acumulado Entrada	Salida	Flujos de calor Entrada	Salida
			150						
SN1		125	145		-10	0	10	107.5	117.5
SN2	↑	100	120		12.5	10	-2.5	117.5	105
SN3	↑	70	90		105	-2.5	-107.5	105	0
SN4		40	60	↓ ↓	-135	-107.5	27.5	0	135
SN5		25			82.5	27.5	-55	135	52.5
SN6		20			12.5	-55	-67.5	52.5	40

Tabla 2.3 "Tabla de cascada de calor" para el problema de la tabla 2.2.

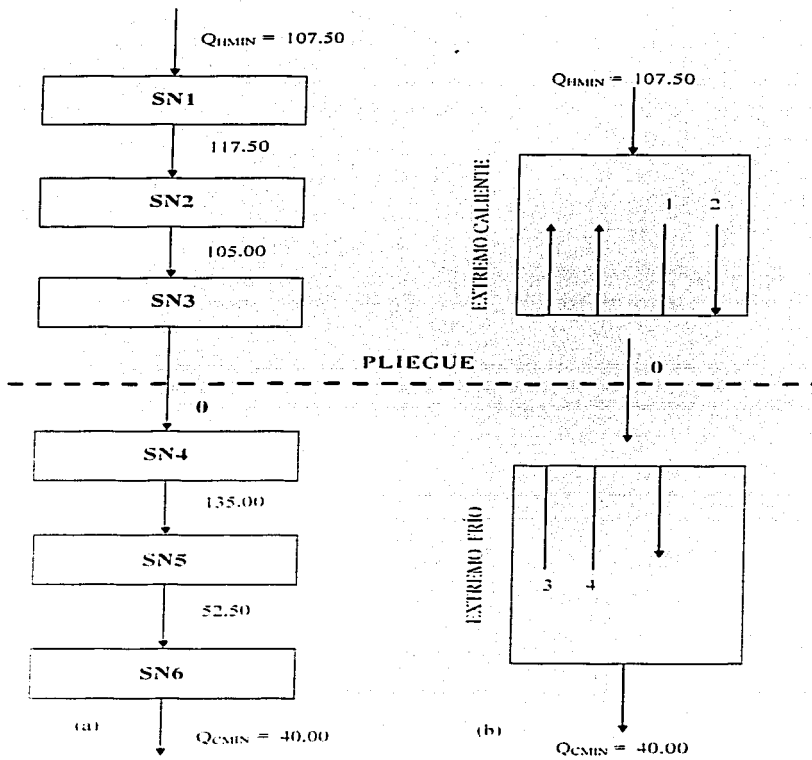


Figura 2.6 (a) Diagrama de flujo de calor por subred. (b) Subredes combinadas en la región caliente y fría.

TESIS CON
FALLA DE CUBIEN

- b) No usar servicios fríos arriba del pliegue (figura 2.7b). Arriba del pliegue, los sistemas que tienen un flujo de calor minimizado no desechan calor. A pesar de esto, si se elige desechar calor en un servicio receptor, se debe proveer la misma cantidad de calor para el servicio de calentamiento, es decir, el uso de Y unidades de servicio frío arriba del pliegue resulta en el uso de Y unidades de servicio de calentamiento.
- c) No usar servicios de calentamiento abajo del pliegue (figura 2.7c). Abajo del pliegue, los sistemas que tienen un flujo de calor minimizado no absorben calor. Un suministro de calor por medio de servicios de calentamiento Z, debe conducir a requerir Z unidades de servicios de enfriamiento, además del mínimo necesario.

Estos tres principios sugieren una aproximación general para una integración total proceso-energía, dividiendo el problema en el pliegue, y diseñando separadamente las partes de "arriba del pliegue" y la de "abajo del pliegue" figura 2.8.

2.4.3 Representación de la red.

Es deseable producir una representación, la cual muestre los datos de corriente y el pliegue; la representación debe ser lo suficientemente flexible para permitir un movimiento fácil de los arreglos. Para ilustrar esta representación, el problema ha sido dibujado en la figura 2.9. Las corrientes calientes son agrupadas en la parte superior y corren de izquierda a derecha desde sus temperaturas de suministro hacia la objetivo. Las corrientes frías corren abajo en dirección contraria a las calientes. La división del pliegue es representada al dividir los datos de corriente en las temperaturas apropiadas, recordando separar las corrientes calientes y frías por el ΔT_{min} .

Los intercambiadores de proceso se representan por medio de líneas verticales y círculos sobre las corrientes del arreglo como se muestra en la figura 2.10; los calentadores son representados por círculos sobre las corrientes frías, y los enfriadores por círculos sobre las corrientes calientes.

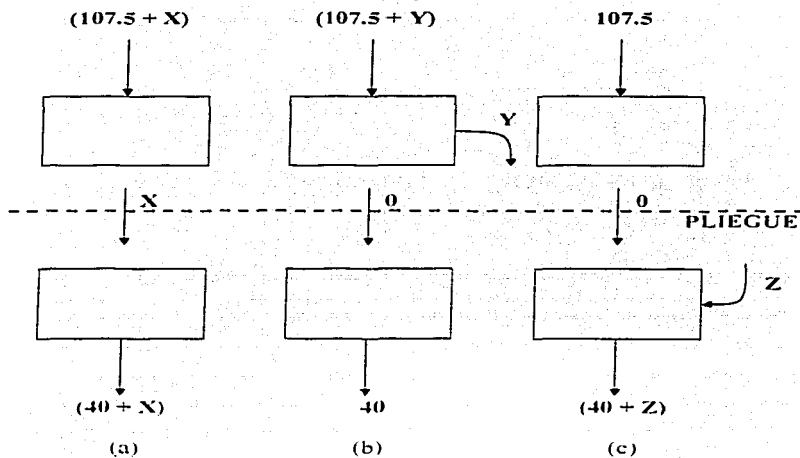


Figura 2.7 (a) Efecto de la transferencia de calor a través del pliegue. (b) Efecto del servicio de enfriamiento arriba del pliegue. (c) Efecto del servicio de calentamiento abajo del pliegue.

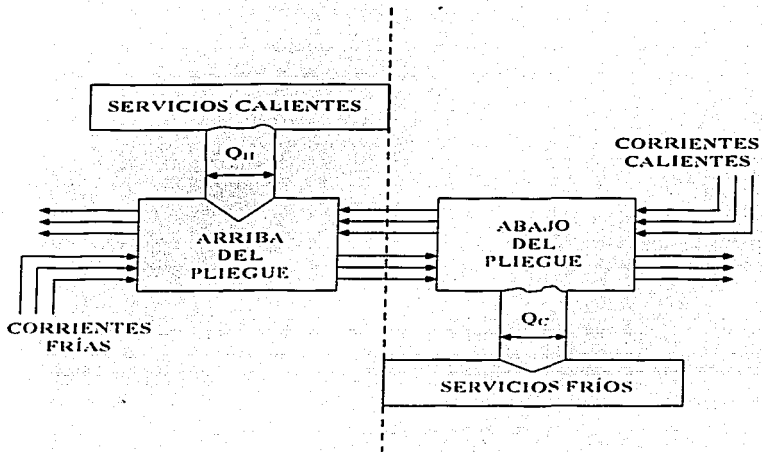


Figura 2.8 El pliegue divide el problema en dos diseños por separado.

De la figura 2.9, se puede ver que no es factible el intercambio de calor del extremo frío al extremo caliente del problema con el $\Delta T_{MIN} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; este intercambio no es deseable, ya que esto constituiría una transferencia de calor a través del pliegue, lo cual implica una violación. Por consiguiente la figura 2.9 suministra una red para dos diseños completamente separados, el extremo caliente y el extremo frío.

2.4.4 Filosofía del método.

El número de arreglos factibles en la región del pliegue son severamente restringidos, y es aquí, donde muy a menudo existe un arreglo crucial o esencial, y en el caso de que este no sea realizado se puede provocar una transferencia de calor a través del pliegue y en consecuencia un incremento en el uso de servicios. Por lo tanto, la labor del PDM es:

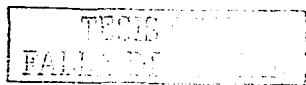
- Reconocer la división del pliegue.
- Empezar los diseños en el pliegue, desarrollándolos separadamente como dos problemas individuales.

El método difiere de otras aproximaciones, las cuales, empiezan el diseño en el lado caliente y desarrollan la red hasta llegar al lado frío. Cuando el diseño se inicia en el pliegue, en principio se realizan decisiones de diseño en la región más restringida del problema, lo que hace menos probable el surgimiento de dificultades.

Existe otra ventaja en el método, el diseñador siempre tendrá la opción de violar la restricción del pliegue si se es requerido, obviamente con un completo conocimiento del precio a pagar con esta medida. Cabe aclarar que el PDM no le dice al diseñador que arreglos hacer en la región restringida, si no es que más bien, le informa de sus opciones por medio de criterios de factibilidad.

2.4.5 Criterios de factibilidad en el pliegue.

Estos criterios de factibilidad ayudan a la identificación de arreglos esenciales en el pliegue, de entre opciones disponibles de diseño y de la necesidad de la división de corrientes. En la figura 2.10, se muestran aquellos intercambiadores que cumplen con el ΔT_{MIN} , al menos en un lado del pliegue.



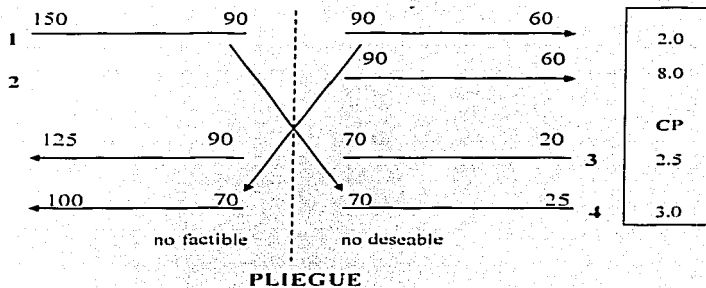


Figura 2.9 División del pliegue del problema de la tabla 2.3

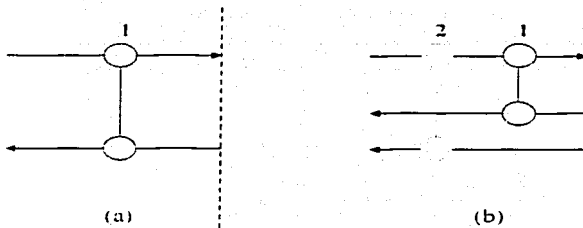


Figura 2.10 (a) El intercambiador 1 es un arreglo de pliegue. (b) El intercambiador 2 no es un arreglo de pliegue.

CRITERIO 1: Número de corrientes de proceso y ramales.

La población de corrientes calientes y frías tiene que ser tal, que permita un arreglo entre intercambiadores compatibles con el mínimo uso de servicios. Considerando el diseño del extremo caliente de la figura 2.11a, un servicio frío arriba del pliegue violaría el objetivo de mínimos servicios, por lo tanto, cada corriente caliente debe ser enfriada hasta la temperatura de pliegue con un intercambio de calor en el proceso. En la figura 2.11a se intenta situar arreglos de pliegue entre la corriente caliente 2 y la fría 4, de igual manera la caliente 3 y la fría 5. Nótese que realizando estos arreglos la corriente caliente 1, no puede ser arreglada con alguna corriente fría sin violar la restricción del ΔT_{MIN} . Por lo tanto, se requiere de servicios de enfriamiento arriba del pliegue para enfriar la corriente 1 hasta la temperatura de pliegue. Para este caso se dice que los datos de corriente (originales) en el pliegue no son compatibles con un diseño de mínimos servicios.

Cuando el caso anterior se presenta, las corrientes en el pliegue deben ser corregidas dividiendo la corriente (figura 2.11b). Al dividir una corriente fría, se crea un ramal frío extra, permitiendo de esta manera un arreglo de pliegue con la corriente 1.

Resumiendo, el extremo caliente en el pliegue, es compatible con un diseño de mínimos servicios solo si se puede encontrar un arreglo de pliegue para cada corriente caliente. Para que esto se cumpla, la siguiente desigualdad debe aplicar:

$$NH \leq NC \quad (2.9)$$

Donde NH es el número de corrientes calientes o ramales, y NC es el número de corrientes frías o ramales. En estos casos la división de corriente puede ser requerida para asegurar que la desigualdad sea satisfecha.

De igual manera estos argumentos aplican abajo del pliegue (figura 2.12). Ya que se requiere un arreglo de pliegue para cada corriente fría en el pliegue, se debe cumplir la siguiente desigualdad.

$$NH \geq NC \quad (2.10)$$

CRITERIO 2: La desigualdad de CP para arreglos individuales.

Como se muestra en la figura 2.13, la fuerza motriz (diferencia de temperatura) en un arreglo de pliegue no puede decrecer en los extremos caliente y frío. Para que esta con

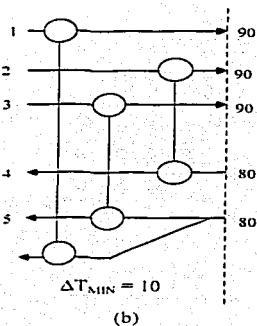
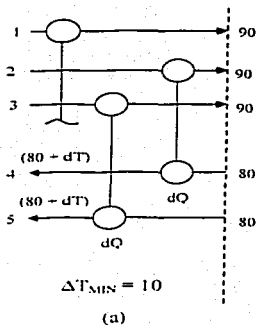


Figura 2.11 (a) Un diseño infactible en el extremo caliente del pliegue.
 (b) División de corriente en el pliegue.

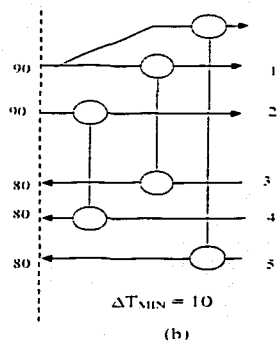
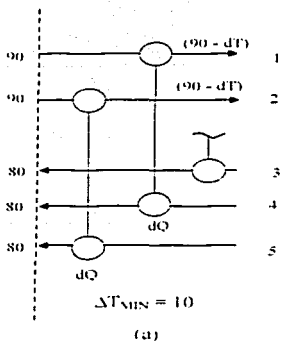


Figura 2.12 (a) Un diseño infactible en el extremo frío del pliegue.
 (b) División de corriente en el pliegue.

dición sea satisfecha, se deben cumplir las siguientes desigualdades en cada arreglo de pliegue.

Para el arreglo de pliegue del extremo caliente:

$$CPH \leq CPC \quad (2.11a)$$

Para el arreglo de pliegue del extremo frío:

$$CPH \geq CPC \quad (2.11b)$$

Donde CPH y CPC son el flujo de capacidad calorífica de las corrientes o ramales calientes o fríos, respectivamente. Las desigualdades 2.11 solo aplican en el pliegue. Lejos del pliegue, las diferencias de temperatura de los arreglos pueden ser incrementadas lo suficiente para permitir arreglos en los que los flujos de capacidad calorífica de las corrientes que se combinan violen las desigualdades.

CRITERIO 3: Las diferencias de CP.

Para entender este criterio es conveniente definir la "diferencia de CP".

Para un arreglo de pliegue en el extremo caliente:

$$CPD = CPC - CPH \quad (2.12a)$$

Para un arreglo de pliegue en el extremo frío:

$$CPD = CPH - CPC \quad (2.12b)$$

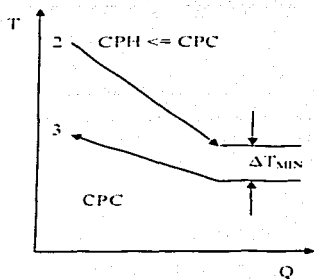
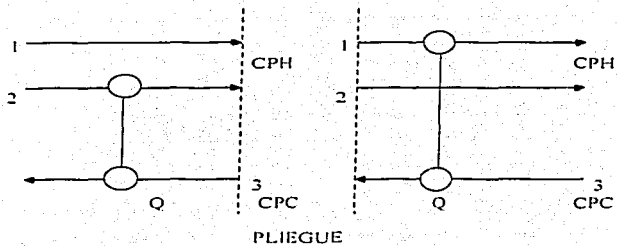
Similarmente para diferencias en la suma global de CP en la corriente caliente y de los CP en la corriente fría en el pliegue se tiene:

Inmediatamente arriba del pliegue:

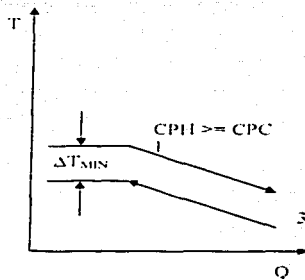
$$OCPD = \sum_I^{NC} CPD - \sum_I^{NH} CPD \quad (2.13a)$$

Inmediatamente abajo del pliegue:

$$OCPD = \sum_I^{NH} CPH - \sum_I^{NC} CPC \quad (2.13b)$$



(a)



(b)

Figura 2.13 Intercambiadores de pliegue factibles:
 (a) Arriba del pliegue. (b) abajo del pliegue.

La figura 2.14 ilustra como emplear el criterio en la identificación de arreglos que son factibles pero no son compatibles con una red global factible.

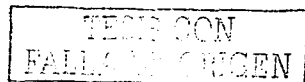
En la figura 2.14a, se muestra un caso donde la suma del CPD del arreglo es igual al OCPD, lo que significa que todas las corrientes en el pliegue están involucradas en arreglos de pliegue. La figura 2.14b, muestra un diseño de un extremo caliente para un problema diferente, donde el CPD del arreglo del pliegue es menor que el global, en este caso no todas las corrientes en el pliegue están involucradas en arreglos de pliegue. En la figura 2.14c se muestra otro problema en el cual el CPD del arreglo excede al total, lo cual implica que el arreglo de pliegue mostrado es factible pero, es incompatible con la OCPD, es decir, el arreglo de pliegue tiene un CPD de 6, donde el total disponible es de 4. Por consiguiente, no es posible completar este diseño, un arreglo entre la corriente caliente restante y la corriente fría restante, el cual es requerido para enfriar a la corriente hasta la temperatura de pliegue, no es factible. Concluyendo, se puede generalizar que los CPD de todos los arreglos de pliegue siempre deben estar limitados por el OCPD.

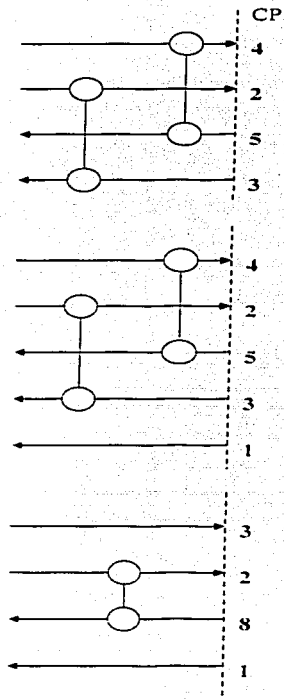
2.4.6 La tabla CP.

Las figuras 2.15a y la 2.15b muestran un procedimiento paso a paso par aplicar los criterios de factibilidad del punto anterior. Con esta secuencia el diseñador puede:

- Identificar arreglos esenciales en el pliegue.
- Identificar opciones de arreglos disponibles en el pliegue.
- Identificar la necesidad de dividir corrientes y la de generar opciones de división de corriente en el pliegue.

El procedimiento es auxiliado por el uso de un nuevo concepto, "la tabla CP". La tabla CP para el problema de la tabla 2.2 se muestra en las figuras 2.16 y 2.17, respectivamente para los extremos caliente y frío. En estas tablas los CPs de las corrientes calientes y frías en el pliegue son listados por separado en orden numérico.





(a)

$$DCDCP = 8 - 6 = 2$$

$$DTDCPEI = 1 - 1 = 0$$

(b)

$$DCDCP = 9 - 6 = 3$$

$$DTDCPEI = 1 - 1 = 0$$

(c)

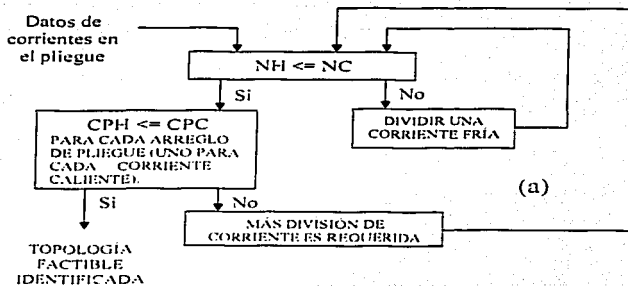
$$DCDCP = 9 - 5 = 4$$

$$DTDCPEI = 8 - 2 = 6$$

DCDCP = Diferencia compuesta de CP.
DTDCPEI = Diferencia total de CP en
intercambiadores.

Figura 2.14 Diferencias de CP.

ARRIBA DEL PLIEGUE



ABAJO DEL PLIEGUE

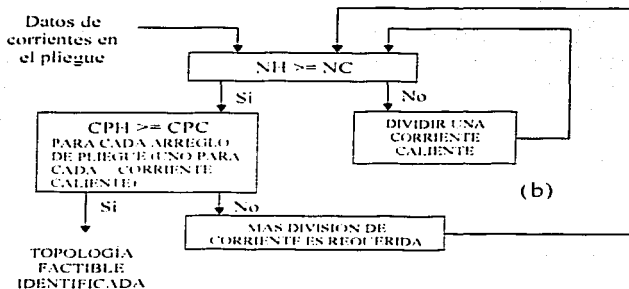


Figura 2.15 Procedimiento de diseño en el pliegue:
(a) Extremo caliente. (b) Extremo frío.

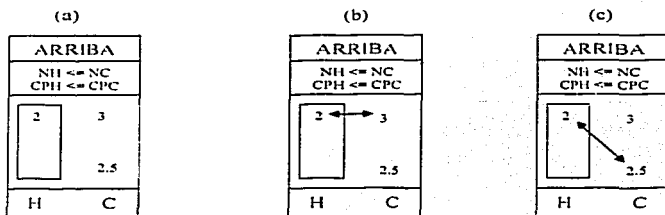


Figura 2.16 (a) tabla CP para el extremo caliente. (b) y (c) son arreglos de pliegue factible.

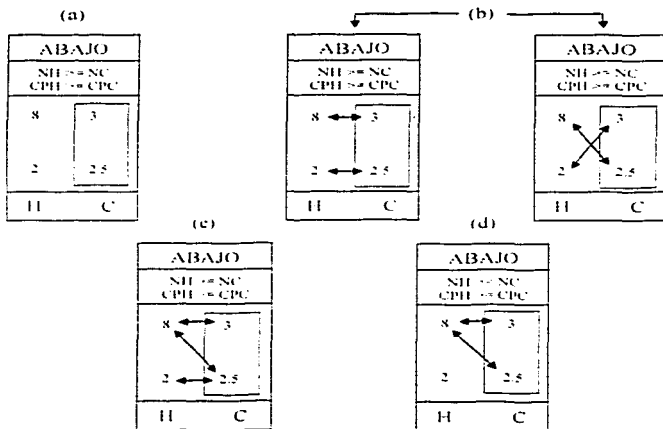


Figura 2.17 (a) Tabla de CP del extremo frío. (b) Topologías infactibles. (c) Topologías factibles con dos divisiones de corriente y (d) Topología factible con una división de corriente.

El criterio de factibilidad apropiado, esta en la parte superior de la tabla y los CPs representan corrientes que serán incluidas en el intercambio de calor del proceso, y en el pliegue son encerrados. El arreglo de pliegue se representa en la tabla al unir los CPs de la corriente caliente y fría con un envolvente. La división de corriente es representada al escribir separadamente ramales de flujo de CPs adyacentes al CP original (figura 2.17c).

Finalmente, siguiendo los pasos del PDM se llega a las dos estructuras de diseño de los extremos caliente y frío del problema, estas estructuras se muestran en la figura 2.18 para el extremo caliente y en la figura 2.19 para el extremo frío de la red.

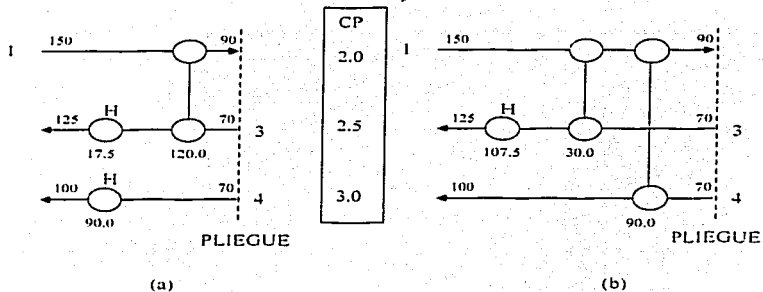


Figura 2.18 (a, b) Dos diseños en el extremo caliente del pliegue.

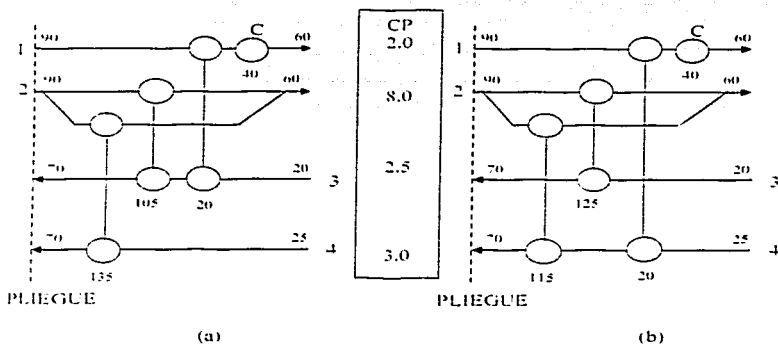


Figura 2.19 (a, b) Dos diseños en el extremo frío del pliegue.

CAPITULO III

FORMULACIÓN DEL PROBLEMA DE OPTIMIZACIÓN CON PROGRAMACIÓN MIXTA-ENTERA

Como se menciona en el capítulo I, las principales aproximaciones que han surgido para resolver el problema de síntesis de procesos son los heurísticos-evolutivos, objetivos termodinámicos y los métodos algorítmicos que están basados en técnicas de optimización. Los métodos algorítmicos, ofrecen una aproximación más general y sistemática, ya que toman en cuenta explícitamente los intercambios económicos y las iteraciones en la síntesis de sistemas de procesamiento arbitrarios.

La formulación fundamental de la aproximación algorítmica basada en programación mixta entera para la síntesis de procesos postula soluciones potenciales de varias configuraciones alternativas que sean competitivas para el sistema de procesamiento. Las alternativas básicas son, en general, el resultado de selecciones preliminares basadas en el uso de reglas heurísticas, límites termodinámicos, y/o experiencia de diseño. La interconexión de estas alternativas básicas, vía una representación superestructural, usualmente genera muchas configuraciones potenciales que expanden el dominio del análisis.

3.1 PROGRAMACIÓN MIXTA ENTERA.

La programación mixta entera trata con técnicas de optimización en las cuales, una función objetivo es optimizada, dicha función esta sujeta a restricciones de igualdad y desigualdad, donde pueden ser especificados dos tipos de variables: Las variables continuas y las variables enteras, las variables continuas están asociadas con parámetros de proceso tales como flujos, presiones, temperaturas y características de dimensionamiento de equipo. Las variables enteras representan decisiones discretas en el problema, en particular, un subconjunto de ellas consiste de variables binarias (0, 1) asociadas con unidades en la superestructura; estas variables sirven entonces, para el propósito de distinguir entre alternativas, así como para denotar la existencia potencial de unidades del sistema en la configuración

final. Un valor de uno para una variable binaria dada, implica que la unidad correspondiente será incluida en una estructura particular, mientras que un valor de cero la excluirá.

En el contexto de síntesis de procesos, la aplicación de la programación mixta-entera, requiere que sea postulada una superestructura, la cual tenga incluida muchas alternativas de proceso para ser analizadas. Esta superestructura puede ser derivada para clases especiales de problemas (redes de recuperación de calor, sistemas de servicios), o deben ser especificados por el ingeniero de diseño con el uso de heurísticos y objetivos termodinámicos. En la aproximación paramétrica estructural sugerida por Umeda et al. (1972) son usadas variables continuas para modelar la superestructura como un problema de programación no lineal continua.

La formulación de la superestructura como un problema de programación mixta-entera, en general, tiene la siguiente forma matemática:

$$\begin{aligned} \text{Min } C_{x,y} &= f(x,y) \\ \text{sujeto a:} & \\ & h(x,y) = 0 \\ & g(x,y) \leq 0 \\ x \in \mathbb{R}^n \quad , \quad y \in (0, 1)^m & \end{aligned} \quad (3.1)$$

Donde la función objetivo $C = f(x,y)$ representa una medida económica deseada, mientras que los vectores de restricciones h y g representan relaciones de funcionamiento para las unidades del sistema en la superestructura tales como ecuaciones de balance de materia y energía, relaciones de equilibrio, especificaciones de diseño, restricciones físicas, y restricciones lógicas que deben ser satisfechas en el diagrama de proceso (la selección de solo una unidad entre varios candidatos). La idea básica de esta formulación, es extraer de la superestructura, la configuración de proceso con el mínimo costo al resolver el problema (3.1).

Las tres características mas importantes que pueden ser logradas con la formulación mixta-entera (3.1) para la síntesis de procesos son las siguientes:

1. Puede ser realizada simultáneamente la optimización estructural y paramétrica. Esto es evidentemente un punto muy importante, ya que en la síntesis de procesos las decisiones discretas que están involucradas en la selección de un diagrama de proceso también implican hacer decisiones continuas como en la selección de flujos, dimensiones de equipo, o niveles de presión y temperatura, los que en algunos casos pueden tener un efecto muy importante sobre la estructura.
2. Pueden ser manejadas explícitamente restricciones discretas y lógicas con las variables binarias. Esta característica es muy importante ya que permite al diseñador especificar restricciones estructurales o condiciones que produzcan configuraciones de proceso realistas. Un ejemplo de estas restricciones sería que solo un tipo de reactor pueda ser seleccionado de entre varios reactores candidatos, postulados en la superestructura. Este tipo de capacidad vence una limitación importante que tienen los procedimientos de optimización continua, ya que estas técnicas producen muy a menudo diagramas de proceso con demasiadas unidades y corrientes, algunas de las cuales pueden tener flujos muy pequeños.
3. La representación matemática suministra una estructura sistemática. Se pueden formular diferentes problemas de síntesis con la misma herramienta matemática; la importancia de esta característica recae en el hecho de que puede ser sintetizado el sistema total de procesamiento (figura 3.1), simplemente al interconectar los modelos para los diferentes componentes. En esta forma las interacciones de los diferentes subsistemas pueden ser tomados en cuenta explícitamente para la optimización global.

En adición a las características citadas anteriormente, es importante señalar porque, la formulación de programación mixta-entera para problemas de síntesis son generalmente mejores que las formulaciones basadas en optimización de variables continuas, como la optimización estructural paramétrica de Umeda et. al. (1972). Cuando la superestructura es formulada como un programa no lineal que involucra variables continuas, se producirá el surgimiento de un problema no convexo de optimización, el cual puede tener varias soluciones locales. Esto puede evidentemente frustrar el propósito de evitar el problema combinatorio de tener que analizar cada configuración individual que sea incluida en la superestructura. Las no convexidades en el programa continuo no lineal surgen prin-



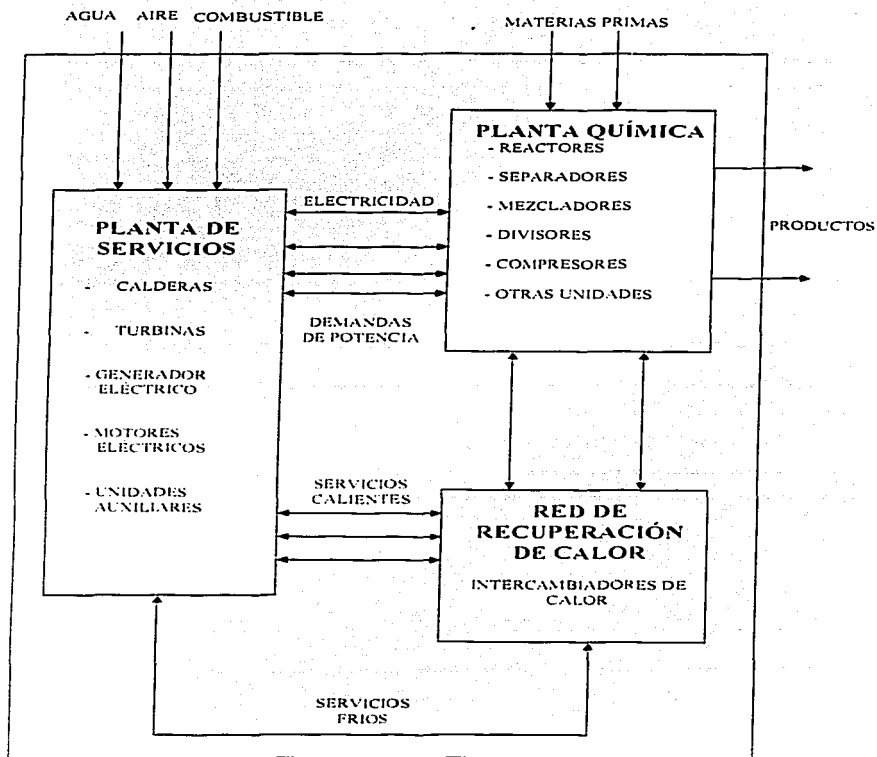


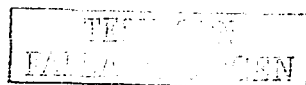
Figura 3.1 Sistema total de proceso.

palmente debido a las funciones de costo cóncavas no lineales que son empleadas para reflejar economías de escala para los costos de inversión. En el caso de programación mixta-entera, el origen de estas convexidades pueden ser identificadas explícitamente por medio del uso de funciones de costo de precio fijo que son expresadas en términos de variables binarias (0,1). La ventaja de introducir estas variables binarias es, que pueden ser asociadas a un problema combinatorio que este bien definido, el cual pueda ser resuelto con varias técnicas que evitan la enumeración exhaustiva de todas las posibles alternativas de asignación de valores (0,1) a estas variables. Si las funciones son convexas en las variables continuas (funciones lineales), entonces las técnicas de optimización mixta-entera determinaran la solución óptima global. En la formulación de programación continua no lineal, el mismo resultado puede ser logrado, por medio del uso de técnicas de optimización global las que actualmente son ineficientes y en muchos casos no son rigurosas. También se debe señalar que si las funciones lineales de costo de inversión, son empleadas en la formulación de programación no lineal para reducir las no convexidades, entonces el problema que puede surgir, es que las soluciones tiendan a contener demasiadas de las unidades postuladas en la superestructura, ya que el efecto de economía de escala no es tomado en cuenta. Por lo tanto, en la optimización de variables continuas, no se obtiene una aproximación apropiada para manejar los aspectos combinatorios involucrados en estos problemas.

Si bien desde un punto de vista conceptual, la programación mixta-entera es la herramienta natural para los métodos algorítmicos en la síntesis de procesos, es bien sabido que las correspondientes técnicas pueden ser un poco ineficientes cuando el tamaño del problema es muy grande, particularmente al referirse al número de variables binarias.

Por consiguiente, hacer que esta aproximación sea útil, es esencial para vencer los dos siguientes problemas:

1. Encontrar una representación eficiente para la superestructura que conduzca a problemas de razonable tamaño.
2. Uso o desarrollo de técnicas de optimización que aprovechen la estructura de los problemas.

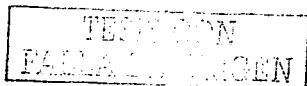


El primer aspecto es dependiente del problema, y es el único donde las heurísticas y los objetivos termodinámicos pueden jugar un papel muy importante para limitar el tamaño del problema de optimización. En cuanto al segundo aspecto, se debe señalar que los algoritmos eficientes para resolver el problema en la forma general de (3.1), solo son disponibles para dos casos importantes. El primero es donde el problema (3.1) es reformulado a la forma de un problema de programación mixta-entera lineal (MILP), y el segundo caso es cuando el problema es formulado como un programa mixto-entero no lineal (MINLP), en el cual las variables binarias son lineales y separables de las variables continuas, las cuales aparecen en forma no lineal.

3.2 PROGRAMACIÓN MIXTA-ENTERA LINEAL.

La programación mixta-entera lineal es una clase de problemas para los cuales las funciones involucradas en el problema (3.1) son lineales. El procedimiento estándar para resolver este problema es el método de bifurcación y acotamiento. Este método consiste en enumerar un árbol cuyos nodos representen diferentes combinaciones de asignaciones parciales de variables binarias con valores fijos enteros. La enumeración de los nodos en el árbol es comúnmente realizada con un procedimiento depth-first para reducir los requerimientos de almacenamiento, y para generar varias soluciones mixtas-enteras factibles durante la búsqueda. Cada nodo en el árbol incluye la solución de un subproblema de programación lineal que tenga alguna de las variables binarias con los valores enteros fijos mientras que las variables binarias restantes son tratadas como variables continuas. Estos subproblemas de programación lineal pueden ser actualizados muy eficientemente cuando se resuelven para los diferentes nodos, y su solución proporciona límites para la solución del problema original. Al hacer uso de estos límites, puede ser realizada una búsqueda inteligente de tal modo que solo un pequeño subconjunto de nodos en las necesidades del árbol sea enumerado para encontrar la solución óptima global. Son ampliamente disponibles eficientes códigos de computadora comerciales para MILP de gran escala, que pueden manejar miles de variables y restricciones, sin embargo, estos códigos trabajan bien dependiendo del número de variables binarias (un máximo de 200).

Para los problemas de síntesis, las funciones F , h y g en el problema (3.1) pueden ser convertidas a la forma lineal, al discretizar condiciones de operación tales como presiones,



temperaturas y fracciones de división, con lo cual las ecuaciones lineales pueden ser derivadas para el desempeño de cada unidad. Para denotar la existencia o no existencia de cada condición de operación discreta en cada unidad, pueden ser introducidas las variables (0,1) con la restricción de que cada unidad puede operar a lo mucho en una condición. Las siguientes variables pueden ser asociadas con la superestructura general:

1. El vector \mathbf{n}_y de variables binarias y indica la existencia o no existencia de unidades, y además define la configuración del diagrama de proceso.
2. El vector \mathbf{n}^d_y de variables binarias y^d , el cual indica la existencia o no existencia de las condiciones discretas de operación fijadas x^d que serán analizadas.
3. El vector \mathbf{n}^c_x de variables continuas x^c , que corresponden a flujos de corrientes y dimensiones de unidades.

Por lo tanto, el conjunto de restricciones que describe el funcionamiento del esquema general de procesamiento en el estado estacionario puede ser representado por el sistema lineal de restricciones de igualdad y desigualdad siguiente:

$$E_1 y^d + E_2 x^c = e$$

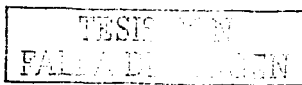
$$d^l \leq D_1 y + D_2 y^d + D_3 x^c \leq d^u \quad (3.2)$$

donde las matrices E_1 y D_2 son función de las condiciones de operación x^d seleccionadas.

La función objetivo no lineal C puede ser aproximada empleando funciones de costo a precio fijo. La función real de costo de inversión para una unidad de planta es comúnmente una función de costo cóncava como se muestra en la figura 3.2, donde el costo por unidad de capacidad decrece como se incrementa la capacidad. Una aproximación adecuada de la función de costo de la unidad j con capacidad x_j se obtiene empleando la función de costo a precio fijo dada por:

$$C_j(y_j, x_j) = \alpha_j y_j + \beta_j x_j$$

$$x_j^l y_j \leq x_j \leq x_j^u y_j \quad y_j = 0,1 \quad (3.3)$$



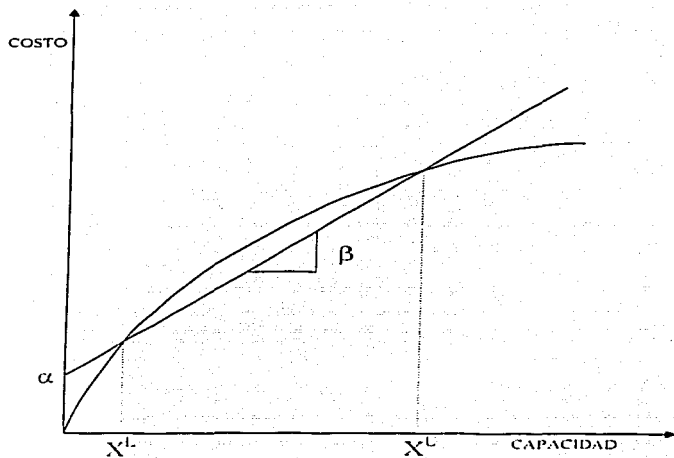
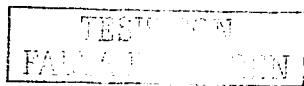


Figura 3.2 Aproximación de la función de costo cóncava con una función de costo a cargo fijo.



Esta función refleja economías de escala ya que un precio fijo α_j para la inversión de la unidad j de la planta, solo es incurrida cuando la variable binaria asociada es fijada en 1, o equivalentemente, cuando la capacidad unitaria es mayor que cero, en cuyo caso la variable de costo $\beta_j x_j$ es activada. Además, los límites inferior y superior de la capacidad de las unidades (x_j^L y x_j^U) también pueden ser especificados.

Por lo tanto, el problema de síntesis para un sistema de procesamiento, puede ser transformado en un problema que consista de valores seleccionados de los vectores binarios y , y^d y el vector continuo x^c en el programa mixto-entero lineal (MILP):

$$\text{Mín } C = (\alpha_1)^T y + (\alpha_2)^T y^d + (\beta)^T x^c$$

Sujeto a :

$$E_1 y^d + E_2 x^c = e$$

$$d^L \leq D_1 y + D_2 y^d + D_3 x^c \leq d^U \quad (3.4)$$

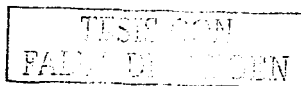
$$y_j = 0, 1 \quad j = 1, 2, \dots, n_y$$

$$y_j^d = 0, 1 \quad j = 1, 2, \dots, n_y^d$$

$$x^c \geq 0$$

donde C es la función de costo, α_1 , α_2 , β son vectores de costo asociados con las variables binarias y continuas; e , d^L , d^U y E_1 , E_2 , D_1 , D_2 , D_3 son respectivamente, vectores y matrices que definen el conjunto de restricciones del problema. Debe ser señalado que la función objetivo en (3.4) puede incluir los costos de inversión y de operación, ya que el último aparece en forma lineal.

Debe ser señalado que en la implementación real de este modelo MILP, a menudo, se puede tomar ventaja del problema en particular a fin de reducir el número de variables binarias, las cuales pueden constituir el mayor cuello de botella para obtener eficientemente la solución. Básicamente la idea es que las variables binarias para las condiciones de operación discretizadas puedan ser usadas para representar la existencia de unidades. Además, al considerar relaciones topológicas de unidades en la superestructura, puede ser eliminado un



gran número de estas variables binarias ya que la existencia de algunas unidades puede ser relacionada a la existencia de otras. Dos casos de particular importancia son los siguientes:

1. La unidad i existe si y solo si la unidad base j existe, lo que permite reemplazar binarias de la unidad j .
2. La unidad i existe si la unidad base j existe, lo que permite asignar una sola variable binaria al grupo de unidades i , ya que la existencia de estas unidades es contingente sobre la existencia de la unidad j .

Al hacer uso de estas recomendaciones, se pueden derivar programas mixtos-enteros lineales que tengan un modesto número de variables binarias, y en consecuencia, pueden ser resueltos con un esfuerzo computacional razonable.

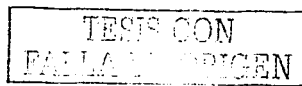
La importancia de una formulación apropiada de los problemas MILP, no debe ser subestimada. Al reducir el número de variables binarias y renglones, y al restringir suficientemente la formulación del problema (con límites de costo o energía), puede aumentar grandemente la probabilidad de resolver eficientemente los problemas MILP.

3.3 PROGRAMACIÓN MIXTA-ENTERA NO LINEAL.

Aunque la clara ventaja en el uso de MILP son los eficientes códigos de computadora disponibles, también es evidente que sería deseable manejar explícitamente no linealidades que son ocasionadas por las condiciones de operación tales como presiones, temperaturas, conversiones de reactor y fracciones de división, en vez de tener que discretizar estas condiciones en pocos puntos seleccionados. La capacidad de manejo de no linealidades es por una parte expandir el alcance de los problemas de síntesis que pueden ser resueltos, ya que entonces las presiones, temperaturas, purgas y conversiones pueden ser tratadas en una forma continua, por otra parte, esta capacidad no lineal evitará el problema de introducir variables binarias extra en modelos MILP para discretizar variables que tiendan a producir no linealidades. En esta forma el problema combinatorio puede ser reducido.

El funcionamiento físico de la superestructura MINLP puede ser representado por el sistema de ecuaciones lineales y no lineales.

$$\begin{aligned} Ax &= a \\ h(x) &= 0 \end{aligned} \quad (3.5)$$



donde A es la matriz de coeficientes constantes con el vector a como su lado derecho, y h es el vector de ecuaciones no lineales. En general el sistema de ecuaciones (3.5) será subdeterminado, dejando un número positivo de grados de libertad. Las especificaciones de diseño, restricciones físicas, y relaciones para el arreglo de posibles sistemas de procesamiento que pueden ser expresadas en términos de variables binarias (0,1), y , tienen la forma general:

$$\begin{aligned} b^L &\leq B_1 x + B_2 y \leq b^U \\ g^L &\leq g(x, y) \leq g^U \end{aligned} \quad (3.6)$$

donde B_1 , B_2 son matrices de coeficientes constantes, b^L y b^U son límites inferiores y superiores, y g es el m -vector de restricciones no lineales con límite inferior y superior g^L , g^U .

El problema de síntesis consiste en determinar los valores óptimos de los vectores de variables x y y en el programa mixto-entero no lineal (MINLP).

$$\text{Min } C = f(x, y)$$

Sujeto a:

$$Ax = a$$

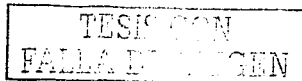
$$h(x) = 0$$

$$b^L \leq B_1 x + B_2 y \leq b^U$$

$$g^L \leq g(x, y) \leq g^U$$

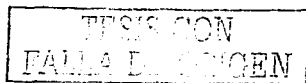
$$x \geq 0, \quad y_j = 0, 1 \quad ; \quad j = 1, 2, \dots, n_y \quad (3.7)$$

Los métodos más importantes para resolver problemas MINLP son el procedimiento de bifurcación acotamiento y el método generalizado de descomposición Benders. En los procedimientos bifurcación acotamiento, la idea básica es similar al caso MILP, en el que involucra una búsqueda en un árbol donde cada nodo define una asignación parcial de las variables 0, 1. En esta forma, cada nodo da lugar a un problema de programación no lineal (NLP) en los cuales, algunas de las variables binarias del problema (3.7) tienen valores fi-



jos, y las restantes son tratadas como variables continuas que están limitadas entre 0 y 1. La estrategia bifurcación acotamiento permite enumerar solo un pequeño subconjunto del número total de nodos en el árbol con el fin de encontrar la solución óptima. Sin embargo, el número de nodos a ser enumerados puede ser bastante substancial si el tamaño del árbol es muy grande como comúnmente es el caso en problemas de síntesis. Además, cada nodo involucra la solución de un NLP de gran escala, el cual no puede ser actualizado eficientemente como los subproblemas de programación lineal MILP. Por lo tanto, los requerimientos computacionales del procesamiento no lineal de bifurcación acotamiento son usualmente grandes.

La técnica generalizada de descomposición Benders requiere la solución alternada de un problema NLP y de un problema de programación pseudo entera dentro de un esquema iterativo limitado. El problema NLP surge para una elección entera fija para todas las variables binarias, e involucra la optimización de las variables continuas. La solución de este problema suministra un límite superior al problema original MILP. El problema pseudo entero corresponde al problema maestro donde las variables binarias, las cuales tienen el potencial de ser óptimas, son seleccionadas para la solución del problema NLP en la siguiente iteración. Este problema maestro emplea planos de corte derivados de la teoría de la dualidad y provee un límite inferior para la solución del MINLP. La principal desventaja en el método generalizado Benders es que el número de iteraciones que son requeridas para encontrar la solución óptima, es usualmente grande. La razón es que a fin de acumular bastante información por medio de planos de corte del problema maestro para cerrar el intervalo entre los límites inferior y superior, a menudo se tiene que resolver un número substancial de subproblemas NLP.



CAPITULO I V

MÉTODOS ALGORÍTMICOS PARA LA SÍNTESIS DE REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR

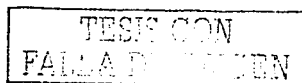
En un principio el problema de síntesis fue transformado a un modelo matemático y fue resuelto por medio de métodos numéricos, lamentablemente debido a la complejidad de los problemas industriales, fueron necesarias varias simplificaciones para hacer manejables estos modelos matemáticos. A causa de estas simplificaciones era cuestionable la utilidad de estos modelos, más aún si estos modelos se aceptaran, el tamaño de los problemas que se pudieran resolver sería menor a 10 corrientes debido a la inherente naturaleza combinatoria del problema.

Kesler y Parker (1969) dividieron cada corriente en pequeños elementos de requerimiento de calor de igual tamaño y propuesto el arreglo entre los elementos caliente y frío como un problema de asignación. Esta aproximación fue mejorada por Kobayashi et al (1971), este autor empleo el diagrama de contenido calorífico lo cual permitió división de corrientes y arreglos cíclicos. Más tarde Nishida, Kobayashi e Ichikawa (1971) introdujeron reglas para los arreglos a fin de minimizar el área total y Cena et al. (1977) permitió la introducción de restricciones y múltiples servicios.

Ahora tradicionalmente, la aproximación de programación matemática para resolver estos problemas se divide en tres pasos:

- Resolver un modelo de programación lineal (LP) para determinar los puntos de pliegue y los mínimos consumos de servicios;
- Resolver un modelo de programación lineal mixta entera (MILP) para determinar el mínimo número de unidades de intercambio de calor;
- Resolver un modelo de programación no lineal (NLP) para obtener una red óptima, es decir, aquella red con el mínimo costo de operación y el mínimo capital de inversión.

A continuación se hará una revisión de métodos de programación lineal (LP y MILP) y no lineal (NLP).



4.1 MÉTODO DE CERDA, WESTERBERG, MASON Y LINNHOFF. (1983)

En este método se formula el cálculo de servicios mínimos, como un clásico "problema de transporte" de programación lineal. La aproximación consiste en linearizar las curvas de calentamiento y enfriamiento hasta algún deseado grado de precisión. Además solo en los puntos "esquina" y "extremo" se pueden tener puntos de "pliegue" potenciales.

Se asume que la curva de enfriamiento para cada corriente puede ser aproximada por segmentos de líneas rectas. Esta suposición es muy realista y puede ser hecha de una manera segura mediante una linearización bajo la curva para las corrientes calientes y una arriba para las corrientes frías. Manteniendo separadas las curvas linearizadas por el ΔT_{min} , se garantizará que las corrientes reales estén separadas al menos esa distancia.

4.1.1 Puntos esquina y puntos de pliegue.

Una vez linearizadas todas las corrientes y construidas todas las curvas compuestas a base de segmentos de líneas rectas (figura 4.1), la meta es localizar los puntos de pliegue para el problema dado. Se puede establecer lo siguiente:

- Si existe el punto de pliegue, este ocurre en un punto de "esquina" para cada una de las dos supercurvas unidas.
- No todos los puntos de "esquina" pueden ser puntos de pliegue.

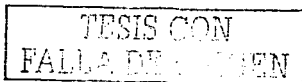
Los puntos de "esquina" están donde las curvas compuestas cambian de pendiente. Solo un punto de esquina, donde una curva se aproxima y luego se aleja de la otra, puede ser considerado como candidato a punto de pliegue. Las siguientes expresiones se emplean para probar un punto de "esquina" con el fin de ver si es candidato a punto de pliegue:

Punto "esquina j" de la curva fría, es candidato solo si:

$$\sum_{i \in I_{C,j}^f} [FCp]_i > \sum_{i \in I_{C,j}^h} [FCp]_i \quad (4.1)$$

Punto "esquina l" de la curva caliente, es candidato solo si:

$$\sum_{i \in I_{H,l}^f} [FCp]_i < \sum_{i \in I_{H,l}^h} [FCp]_i \quad (4.2)$$



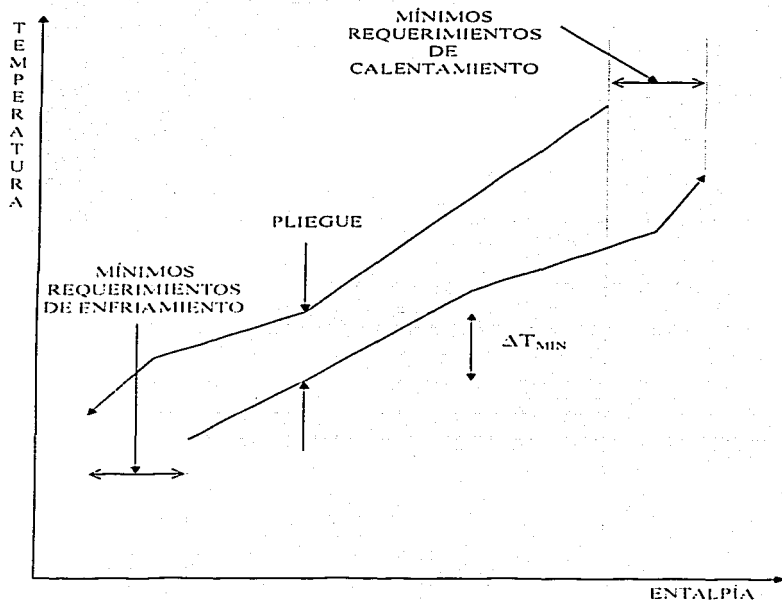


Figura 4.1 Supercurvas de calentamiento y enfriamiento.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Donde los conjuntos $I_{C,j}^-$, $I_{C,j}^+$ son las corrientes frías que contribuyen a la curva compuesta fría justo arriba y abajo del punto de esquina j respectivamente, y los conjuntos $I_{H,l}^-$, $I_{H,l}^+$ son similarmente definidos para la curva compuesta caliente a partir de las corrientes calientes en el punto esquina l .

Si todas las corrientes son representadas como líneas rectas, entonces solo las temperaturas de entrada de las corrientes necesitan ser consideradas para resolver el problema de mínimos servicios.

4.1.2 Problema de partición.

Las particiones son hechas para permitir la formulación de las restricciones termodinámicas del problema, el calor se puede intercambiar dentro y entre los intervalos, como sigue:

- 1) El intervalo caliente es más caliente que el intervalo frío: el calor puede ser transferido de una corriente caliente en un intervalo más caliente hacia una corriente fría en uno inferior.
- 2) El intervalo caliente es más frío que el intervalo frío: ningún calor se puede transferir desde el intervalo caliente hacia uno frío, ya que el intervalo caliente es en todos lados más frío.
- 3) El intervalo caliente es el mismo que el intervalo frío: el calor puede ser transferido entre las compuestas dentro del mismo intervalo hasta el grado que sea disponible o necesario, por ejemplo:

$$q \leq \text{Min} (\text{calor disponible, calor necesario}).$$

4.1.3 Formulación del problema de transporte.

Estableciendo c_{ik} como la corriente fría i en el intervalo k y h_{jl} como la corriente caliente j en el intervalo l ; definiendo a_{ik} como el calor necesitado por c_{ik} el cual puede fácilmente ser calculado después de la partición.

Similarmente definiendo b_{jl} como el calor disponible de la corriente h_{jl} , y estableciendo $q_{ik,jl}$ como el calor transferido de h_{jl} a c_{ik} , el cual es calculado asumiendo que existen L intervalos.

Estableciendo que existen $C - 1$ corrientes de proceso frías y $H - 1$ corrientes de proceso calientes en el problema, entonces los servicios de enfriamiento serán la C -ésima corriente fría y el servicio caliente será la H -ésima corriente caliente. Asumiendo que existen servicios enfriamiento en suficiente cantidad como para satisfacer todas las corrientes calientes de proceso, se tiene:

$$a_C \geq \sum_{j=1}^{H-1} \sum_{l=1}^L b_{jl} \quad (4.3)$$

Similarmente se tienen servicios de calentamiento en suficiente cantidad para satisfacer por sí mismos todos los requerimientos de calentamiento de las corrientes frías, se tiene:

$$b_H \geq \sum_{i=1}^{C-1} \sum_{k=1}^L a_{ik} \quad (4.4)$$

Finalmente asumiendo que el problema esta en balance de calor global:

$$a_C + \sum_{i=1}^{C-1} \sum_{k=1}^L a_{ik} = b_H + \sum_{j=1}^{H-1} \sum_{l=1}^L b_{jl} \quad (4.5)$$

Formulando el modelo de transporte para el problema de mínimos servicios, se tiene:

$$\text{Mín } q_{ik,jl} = \sum_{i=1}^C \sum_{k=1}^L \sum_{j=1}^H \sum_{l=1}^L C_{ik,jl} q_{ik,jl} \quad (4.6)$$

sujeto a:

$$\sum_{j=1}^H \sum_{l=1}^L q_{ik,jl} = a_{ik} \quad . \quad i = 1, 2, \dots, C; k = 1, 2, \dots, L \quad (4.7)$$

$$\sum_{i=1}^C \sum_{k=1}^L q_{ik,jl} = b_{jl} \quad . \quad j = 1, 2, \dots, H; k = 1, 2, \dots, L \quad (4.8)$$

$$q_{ik,jl} \geq 0 \quad \text{para toda } i, j, k \text{ y } l. \quad (4.9)$$

donde:

$$C_{ik,jl} \left\{ \begin{array}{l} 0 \quad \text{para } i \text{ y } j \text{ que son corrientes de proceso y} \\ \quad \text{el arreglo es permitido, por ejemplo, } k \leq l. \\ 0 \quad \text{para } i \text{ y } j \text{ que son corrientes de servicio} \\ \quad (i = C, j = 11). \\ 1 \quad \text{si únicamente } i \text{ ó } j \text{ son corrientes} \\ \quad \text{de servicio.} \\ M \quad \text{si no es ninguno de los anteriores. Donde } M \\ \quad \text{es un número } \infty \text{ (para arreglos prohibidos).} \end{array} \right. \quad (4.10)$$

Empleando algoritmos de solución para el problema de transporte, el problema es usualmente visualizado por el establecimiento de la tabla, como se ilustra en la figura 4.2. Las columnas son para las subcorrientes calientes y los renglones para las subcorrientes frías.

Cada entrada es una celda la cual contiene dos números, el derecho superior es el coeficiente de costo $C_{ik,jl}$. El número de abajo es el $q_{ik,jl}$ asignado para el arreglo; para cada renglón, a_{ik} esta dado en el lado izquierdo y para cada columna, b_{jl} esta en la

parte superior. Se establece la columna de servicios de calentamiento (llamada H) en la parte derecha de la tabla, y el servicio de enfriamiento en el renglón inferior (nombrada C). Las celdas marcadas por "I" son termodinámicamente infactibles, por ejemplo, si $k > l$ para entrar en $q_{ik,jl}$.

4.1.4 La solución inicial.

El algoritmo consiste en reordenar todos los renglones de corrientes de proceso, tal que el número de celdas infactibles deerezca desde arriba hasta abajo, y hacer que todas las columnas de corrientes de proceso deerezcan de derecha a izquierda. Para empates, poner las celdas de mayor temperatura hasta lo más alto y a la izquierda. Si solamente están involucradas restricciones termodinámicas, el rompimiento de empates no es necesario.

Una vez reordenado el problema, se aplica el algoritmo "Northwest" modificado a fin de obtener la solución inicial factible:

Paso 1. Empezar en la esquina superior izquierda (noroeste).

Paso 2. Moverse de izquierda a derecha en el renglón más alto hacia la primera columna teniendo un costo menor M , encontrando la celda correspondiente al renglón c_{ik} y columna h_{jl} .

Paso 3. Asignar $q_{ik,jl} = \text{Min}(a_{ik}, b_{jl})$ a la celda.

Paso 4. Disminuir a a_{ik} y a b_{jl} por $q_{ik,jl}$.

Paso 5. Borrar el renglón o columna, el cual tenga sus requerimientos de calentamiento o enfriamiento a_{ik} o b_{jl} reducidos a cero.

Paso 6. Repetir el paso 2 hasta que todos los renglones y columnas estén borrados.

En el caso de que se tengan restricciones termodinámicas, ya sea por cuestiones de seguridad o arreglos de la planta de proceso (corrientes físicamente muy distantes), es difícil que la solución inicial sea factible. En este caso se debe decidir si la solución es óptima.

Para resolver el problema de transporte, dada una primera solución factible, se procede como sigue:

- 1) Se debe establecer primero para cada renglón un "costo renglón" λ_{ik} y para cada columna un "costo columna" γ_{jl} . Mostrando los costos renglón y los costos columnas a lo largo del lado derecho y el fondo de la tabla respectivamente (ver figura 4.2). Empezando con el renglón de arriba y asignándole un costo renglón de cero.
- 2) Para un renglón que ya le fue asignado un costo renglón, encontrar una celda activa ($q_{ik,jl} > 0$) en ese renglón. Asignar un costo de columna γ_{jl} para la columna correspondiente a la celda activa, tal que:

$$\gamma_{jl} + \lambda_{ik} = C_{ik,jl} \quad (4.11)$$

- 3) Repetir el paso 2 para las columnas asignadas al conjunto de renglones de costo.
- 4) Repetir los pasos 2 y 3 como sea necesario hasta que todos los renglones y columnas de costos estén ajustadas.
- 5) Para cada celda (o al menos una celda inactiva) escribir:

$$\xi_{ik,jl} = \lambda_{ik} - \gamma_{jl} \quad (4.12)$$

en la esquina superior izquierda de la celda.

- 6) Si no existen celdas donde $\xi_{ik,jl} > C_{ik,jl}$, la tabla actual es óptima, si no continúe a 7.
- 7) Para cada celda con $\xi_{ik,jl} > C_{ik,jl}$, encontrar un circuito de celdas activas de la cual esta celda se completa por moverse alternativamente en renglones hacia abajo y a través de columnas, tal que un circuito exista.
- 8) Marcar la primera celda con un "+", la segunda con un "-", la tercera con un "+", la cuarta con un "-" y así sucesivamente. Se debe tener un número par de celdas únicas en un circuito, tal que cuando se recuenta la primer celda de nuevo será marcada con un "+".
- 9) Encontrar $q_{ik,jl}$ de valor mínimo asociado con una celda "-". llamándole

q_{\min} .

$b_{j1} \quad b_{j1} \quad b_{j1} \quad b_{j1} \quad b_{j1} \quad b_{j1} \quad b_{j1}$

		Hot							H	λ_{ik}
		h_{j1}	h_{j1}	h_{j1}	h_{j1}	h_{j1}	h_{j1}	h_{j1}		
a_{ik}	C_{ik}									
a_{ik}	C_{ik}									
a_{ik}	C_{ik}									
a_{ik}	C_{ik}									
a_{ik}	C_{ik}									
C										
γ_{j1}										

* intervalos de las corrientes frías.

** intervalos de las corrientes calientes.

Figura 4.2 Tabla del problema de transporte.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

10) Sumar q_{\min} a todas las celdas "+" y restárselo a todas las celdas "-". Haciendo este paso, se asume que cada renglón y columna se mantiene en balance de calor, tal que la celda inicialmente inactiva es ahora activa, y otra celda (la única originalmente ajustada a q_{\min}) es inactiva rompiéndose de esta manera el circuito.

Ahora se tendrá una nueva y mejor solución al problema (si se prosiguió al paso 7). Repetir desde el paso 1, estableciendo costos de renglón y columna de nuevo, etc.

4.2 MODELO DE PAPOULIAS Y GROSSMANN. (1983)

El modelo de transbordo es una variación del problema de transporte, y trata de la localización óptima de recursos. En particular, el modelo de transporte intenta determinar la red óptima para transportar un artículo (producto) directamente desde la fuente (plantas) hacia un destino (mercados). Por otra parte, el modelo de transbordo investiga la red óptima para transportar el mismo artículo pero desde las fuentes hacia nodos intermedios (almacén) y de ahí hacia los destinos.

La siguiente analogía con el modelo de transbordo puede ser hecha para el problema de recuperación de calor. El calor puede ser transferido como un artículo que es transportado desde corrientes calientes hacia corrientes frías a través de intervalos de temperatura que justifiquen las restricciones termodinámicas en la transferencia de calor. En particular la segunda ley de la termodinámica requiere que el calor fluya solo de mayor a menor temperatura, y por lo tanto estas restricciones termodinámicas tienen que ser tomadas en cuenta en el modelo de la red, lo cual puede ser hecho fácilmente al dividir totalmente el rango de temperatura en intervalos de temperatura con el método apropiado.

Estos procedimientos de partición garantizan la transferencia factible de calor en cada intervalo de la red, dado el acercamiento mínimo de temperatura ΔT_{\min} . En esta forma, como se muestra en la figura (4.3), se puede notar que los flujos de calor van desde las corrientes calientes hacia el intervalo de temperatura correspondiente, y luego hacia las corrientes frías en el mismo intervalo, con el flujo de calor restante viajando al intervalo de temperatura inferior próximo. Por lo tanto, el modelo de transbordo para la red de recuperación de calor tiene a las corrientes calientes y los servicios de calentamiento como fuentes, a los intervalos de temperatura como nodos intermedios y a las corrientes frías y los servicios de enfriamiento como destinos.

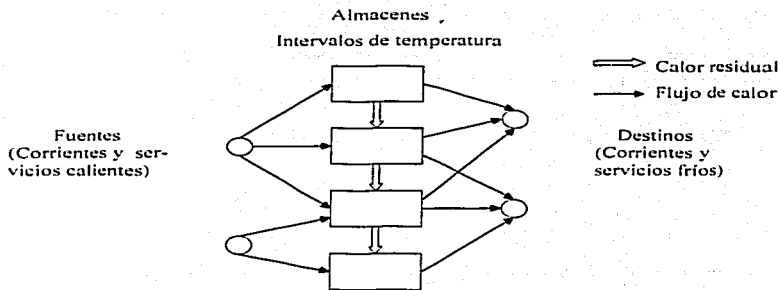


Figura 4.3 Analogía de la red de recuperación de calor con el modelo de transbordo.

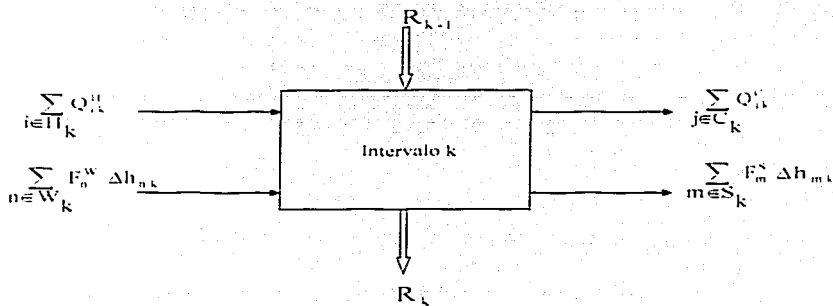


Figura 4.4 Patrón de flujo de calor en cada intervalo de temperatura.

El patrón de flujo de calor para cada intervalo de temperatura mostrado en la figura (4.4), es como sigue:

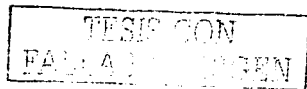
- a) Los flujos de calor que entran a un intervalo particular de todas las corrientes calientes y servicios de calentamiento cuyos rangos de temperatura estén dentro del intervalo de temperatura.
- b) Los flujos de calor que salgan de un intervalo particular, hacia las corrientes frías y servicios de enfriamiento cuyos rangos de temperatura estén incluidos en el intervalo de temperatura.
- c) Los flujos de calor que salgan de un intervalo particular, hacia el siguiente intervalo de temperatura inferior. Este calor, es el calor residual (en exceso) que no puede ser utilizado en el intervalo actual, y consecuentemente tiene que fluir hacia un intervalo de temperatura inferior.
- d) Los flujos de calor que entren a un intervalo particular, de un intervalo previo que esté a una temperatura mayor. Este es el calor residual (en exceso) que no puede ser empleado en el intervalo de mayor temperatura.

Debe ser señalado que este patrón de flujo de la red es un caso especial del modelo general de transbordo, ya que todos los flujos de calor de las corrientes calientes hacia los intervalos de temperatura, y desde los intervalos de temperatura hacia las corrientes frías están normalmente fijados. En tal caso lo único variable en esta red de transbordo son los flujos de calor residual de un intervalo de temperatura hacia el siguiente intervalo inferior de temperatura y los flujos de servicios de calentamiento y enfriamiento.

4.2.1 Problema del mínimo costo de servicios.

Uno de los objetivos de diseño empleado en la síntesis de redes de intercambio de calor, es el de determinar el costo mínimo de servicios para un conjunto de corrientes calientes y frías. Este problema será formulado como un problema de transbordo suponiendo que no se tienen arreglos restringidos entre algún par de corrientes.

El primer paso es dividir el rango total de temperatura de todas las corrientes en K intervalos de temperatura para lo cual puede ser empleado algún método de partición apropiado. Los intervalos son etiquetados del nivel más alto ($k=1$) hacia el nivel más bajo de



temperatura ($k=K$), con cada intervalo $k(k=1, 2, \dots, K)$ teniendo un cambio de temperatura ΔT_k . Los siguientes conjuntos son definidos con el fin de identificar la localización de todas las corrientes y servicios relativos a los intervalos de temperatura:

$$H_K = [i \mid \text{corriente caliente } i \text{ presente en el intervalo } k]$$

$$C_K = [j \mid \text{corriente fría } j \text{ presente en el intervalo } k]$$

$$S_K = [m \mid \text{servicio caliente } m \text{ presente en el intervalo } k]$$

$$W_K = [n \mid \text{servicio frío } n \text{ presente en el intervalo } k]$$

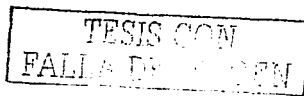
Q_{ik}^H será la carga de calor de la corriente caliente i entrando al intervalo de temperatura k . Esta carga de calor esta dada por:

$$Q_{ik}^H = F_i (Cp)_{ik} \Delta T_k^i \quad (4.13)$$

Donde ΔT_k^i es el cambio de temperatura de la corriente i en el intervalo k . Similarmemente la carga de calor Q_{jk}^C que fluye hacia la corriente fría j desde el intervalo de temperatura k se calcula como:

$$Q_{jk}^C = F_j (Cp)_{jk} \Delta T_k^j \quad (4.14)$$

Todos los servicios son situados en los intervalos apropiados dependiendo de sus temperaturas de entrada y salida. Si $\Delta h_{m,k}$ es el cambio de entalpia del servicio caliente m



en el intervalo de temperatura k entonces, la carga de calor Q_{mk}^S que entra al intervalo k se da por:

$$Q_{mk}^S = F_m^S \Delta h_{mk} \quad (4.15)$$

Similarmente, la carga de calor Q_{nk}^W del servicio frío en el intervalo de temperatura k es:

$$Q_{nk}^W = F_n^W \Delta h_{nk} \quad (4.16)$$

Denotando el flujo de calor residual que sale del intervalo k como R_k , y realizando un balance total de calor en cada intervalo k (ver figura 4.4), el modelo de transbordo para el costo mínimo de servicios es dado por:

$$\text{Min } Z = \sum_{m \in S} S_m F_m^S + \sum_{n \in W} W_n F_n^W \quad (4.17)$$

sujeto a:

$$R_k - R_{k-1} - \sum_{m \in S_k} F_m^S \Delta h_{mk} + \sum_{m \in S_k} F_m^S \Delta h_{mk} = \sum_{i \in H_k} Q_{ik}^H - \sum_{j \in C_k} Q_{jk}^C$$

para $k = 1, 2, \dots, K$.

$$F_m^S \geq 0, m \in S \quad ; \quad F_n^W \geq 0, n \in W$$

$$R_0 = R_K = 0, R_k \geq 0 \text{ para } k = 1, 2, \dots, K-1.$$

Donde S_m y W_n son costos unitarios para los servicios caliente y frío, respectivamente. En el caso en que estos coeficientes de costo sean establecidos por una de las formulaciones anteriores, se producirá una solución para el consumo de mínimos servicios. La presencia de algunos puntos de pliegue toma lugar entre los intervalos de temperatura que no tienen flujo de calor residual, o equivalentemente en el punto donde la carga de calor residual R_k es igual a cero.

El modelo (4.17) es una formulación alternativa para el modelo de transporte reducido propuesto por Cerda et al. (1983) para la predicción del uso mínimo de servicios en una red de recuperación de calor sin algún arreglo de corrientes restringido. Sin embargo, se debe señalar que el tamaño del modelo de transbordo es considerablemente menor que el modelo de transporte reducido que tiene $NS + NW + [(K)(K+1)/2]$ variables y $2K$ renglones. El tamaño del problema de transbordo es:

- a) Número de variables = $NS + NW - K - 1$
- b) Número de renglones = K

4.2.2 Mínimo número de unidades de intercambio de calor.

En este punto es asumido que el costo mínimo de servicios ha sido determinado con el modelo de transbordo (4.17). Como los flujos de servicios y su correspondiente contenido de calor son conocidos, las corrientes de servicios pueden ser adicionadas a los conjuntos de corrientes de proceso para definir los conjuntos aumentados de las corrientes calientes y frías $\hat{H} = (H, S)$ y $\hat{C} = (C, W)$. También en general la solución óptima a (4.17) indicará la existencia de uno o más puntos de pliegue en la red, en cuyo caso el problema puede ser dividido en subredes donde ningún calor fluirá a través de cada pliegue. Más específicamente, si $(NL - 1)$ puntos de pliegue tienen lugar, los k intervalos de temperatura pueden ser divididos en NL conjuntos de intervalos arriba y abajo de cada punto de pliegue que definen la frontera de las subredes. Los subconjuntos de intervalos de temperatura corresponden a cada subred l , y serán denotados por $SN_l, l = 1, 2, \dots, NL$.

A fin de satisfacer la solución de mínimo costo de servicios solo las corrientes dentro de cada subred l deberán ser permitidas para intercambiar calor ó de otra manera el calor sería transferido a través de los puntos de pliegue, y por lo tanto, el uso de servicios se incrementa. En consecuencia, es conveniente denotar como $H_l \subseteq \hat{H}$ y $C_l \subseteq \hat{C}$ a las corrientes calientes y frías presentes en la subred l . Los valores residuales de las corrientes calientes $i \in H_l$ serán representadas por $R_{ik}, k \in SN_l, l = 1, NL$. A la vez que el calor

intercambiado entre las corrientes en la subred será representado por Q_{ijk} .
 $i \in H_{lk}$, $j \in C_{lk}$, $k \in SN_l$, donde:

$H_{lk} = (i | i \in H_l, \text{ la corriente } i \text{ esta presente en el intervalo } k \leq k; k, k \in SN_l)$.

$C_{lk} = (j | j \in C_l, \text{ la corriente } j \text{ esta presente en el intervalo } k \in SN_l)$.

La variable binaria y_{ij} , puede ser introducida para denotar la existencia de un arreglo entre corrientes $i \in H_l$ y $j \in C_l$ en la subred l . Se supone aquí, que cada uno de estos arreglos potenciales es asociado a una unidad de intercambio de calor potencial. Como el calor total intercambiado entre un par de corrientes es dado por la suma de su calor intercambiado recibido por los intervalos de la subred, las variables binarias pueden ser relacionadas con las variables Q_{ijk} , a través de desigualdades:

$$\sum_{k \in SN_l} Q_{ijk} - U_{ijl} y_{ijl} \leq 0 \quad (4.18)$$

$$i \in H_l \text{ y } j \in C_l, \quad l = 1, 2, \dots, NL$$

donde:

$$U_{ijl} \geq \text{Min} \left[\sum_{k \in SN_l} Q_{ik}^H, \sum_{k \in SN_l} Q_{jk}^C \right] \quad (4.19)$$

Corresponde al limite superior en el calor que puede ser intercambiado. Cuando la variable binaria y_{ij} en (4.18) toma un valor de cero no puede ser intercambiado calor, pero cuando es fijado a un valor de uno, alguna cantidad de calor que no exceda U_{ij} puede ser intercambiado.

El problema de minimizar el número de unidades en la red de intercambio de calor puede entonces ser formulado como el siguiente problema mixto-entero de transbordo,

$$\text{Min } Z = \sum_{l=1}^{NL} \sum_{i \in H_l} \sum_{j \in C_l} \xi_{ijl} y_{ijl} \quad (4.20)$$

sujeto a :

$$\left. \begin{aligned} R_{i,k} - R_{i,k-1} + \sum_{j \in C_{lk}} Q_{ijk} &= Q_{ik}^{\text{fl}} \quad , i \in H_{lk} \\ \sum_{i \in H_{lk}} Q_{ijk} &= Q_{jk}^{\text{c}} \quad , j \in C_{lk} \end{aligned} \right\} k \in \text{SN}_l \quad l = 1, 2, \dots, NL$$

$$\sum_{k \in \text{SN}_l} Q_{ijk} - U_{ijl} y_{ijl} \leq 0 \quad , i \in H_l \quad , j \in C_l \quad , l = 1, 2, \dots, NL$$

$$\left. \begin{aligned} R_{i,k} &\geq 0 \quad , i \in H_{lk} \\ Q_{i,j,k} &\geq 0 \quad , i \in H_{lk} \quad , j \in C_{lk} \end{aligned} \right\} k \in \text{SN}_l \quad , l = 1, 2, \dots, NL$$

$$y_{ijl} = 0, 1 \quad , i \in H_l \quad , j \in C_l \quad , l = 1, 2, \dots, NL$$

En la función (4.20) cada variable binaria y_{ijl} , es multiplicada por la ponderación ξ_{ijl} que puede obedecer al costo o a la preferencia del arreglo entre las corrientes. Ya que los coeficientes de costo son difíciles de derivar a causa de las no linealidades que están involucradas en las temperaturas, es más práctico pensar que estas ponderaciones ξ_{ijl} son coeficientes que reflejan preferencias en los arreglos. Si no existen preferencias particulares, todas las ponderaciones pueden ser establecidas como uno, en cuyo caso el problema (4.20) suministrara una solución con el mínimo número de unidades. Sin embargo, como muy a menudo existe más de una solución, el objetivo de seleccionar arreglos preferidos llega a ser importante. Esto es particularmente cierto cuando para varios pares de arreglos existen diferencias significativas en los coeficientes de transferencia de calor, materiales de construcción, o cuando pares de corrientes están localizadas en diferentes secciones de la

planta. En tales casos, las ponderaciones pueden ser derivadas de tal forma que la solución óptima a (4.20) exhiba siempre el mínimo número posible de intercambiadores de calor, pero si existe una elección, los arreglos de corriente preferidos son seleccionados.

El MILP dado por (4.20) puede ser resuelto en su forma total, o de otra manera, puede ser descompuesto en subproblemas pequeños NL, para cada subred y en cada caso estándar pueden ser empleados códigos de enumeración de bifurcación y acotamiento.

4.2.3 Procedimiento de síntesis.

Paso 1. Desarrollo de los intervalos de temperatura.

El rango de temperatura de todas las corrientes es dividido en intervalos de temperatura, los métodos de partición propuestos por Linnhoff y Flower (1978), Grimes et al (1982), y Cerda et al (1983) pueden ser empleados para este propósito. Sin embargo, el primer método produce aproximadamente el doble de intervalos para el mismo problema cuando es comparado con los otros métodos. Por lo tanto, el procedimiento de partición propuesto por Grimes y después modificado por Cerda es el más eficiente de usar, ya que el modelo resultante tiene pocos intervalos de temperatura, el cual a su vez reduce el tamaño de los modelos de transbordo. En particular, las siguientes reglas son aplicadas en el método de Grimes:

- 1) Disminuir la temperatura de suministro de cada corriente/servicio caliente por el mínimo acercamiento de temperatura especificado ΔT_{min} .
- 2) Situar las temperaturas de suministro disminuidas de las corrientes/servicios calientes así como las temperaturas originales de suministro de todas las corrientes/servicios fríos en una lista. Estas temperaturas que definen la partición para las corrientes frías, son arregladas en un orden de sus valores decreciente. Las temperaturas de las corrientes/servicios calientes de la lista serán dadas al incrementar las temperaturas de las corrientes/servicios fríos por el ΔT_{min} . Note que la temperatura más alta (la primera que entra en la lista) deberá corresponder a un servicio caliente, y la temperatura más baja (la última que entra en la lista) deberá corresponder a un servicio frío para asegurar que siempre son disponibles calentamiento en el nivel más alto y enfriamiento en el nivel más bajo.

- 3) Los intervalos de temperatura k son numerados en un orden creciente, $k=1, 2, \dots, K$, empezando desde el par de temperaturas más altas en la lista.

El número de intervalos de temperatura divididos, K , que se obtiene con el procedimiento anterior es,

$$K \leq NH + NC + NW + NS - 1$$

Paso 2. Predicción del mínimo costo de servicios.

En este paso es determinado el costo mínimo de servicios para un problema dado empleando el modelo de transbordo (4.17). Este modelo de transbordo es esencialmente un problema de flujo de redes, que puede ser resuelto eficientemente con algoritmos especiales o con códigos estándar de programación lineal. La solución óptima de (4.17) no dará el diseño real de la red (arreglos reales entre corrientes), pero proporciona todas las redes que exhiban el mínimo costo de servicios. Por lo tanto, este paso en la estrategia de síntesis reduce significativamente el número de redes de recuperación de calor de mayor consideración sin excluir algún diseño eficiente de energía.

Paso 3. Mejorando la integración de calor en la red.

Este paso es asociado con la eliminación o modificación de cuellos de botella (puntos de pliegue) en la red de recuperación de calor, a fin de reducir más el costo de servicios. Esta mejora solo puede ser hecha si es posible alterar ciertos flujos o temperaturas de corriente. Por consecuencia, la implementación de este paso es opcional ya que en muchos casos no es permitido el alterar los datos de algún problema.

Paso 4. Seleccionando redes que tengan el mínimo número de unidades.

Después de estimar el mínimo costo de servicios, el modelo de transbordo (4.20) es empleado para determinar el mínimo número de unidades y los arreglos reales que tomarán lugar en la red y como se señalan antes, las ponderaciones pueden ser empleadas para asignar preferencias en los arreglos. El problema (4.20) involucra la solución de un MILP, el cual puede ser resuelto con un código estándar de bifurcación y acotamiento, y con la opción de descomposición del problema en subredes.

Es importante señalar que el problema de transbordo (4.20) no suministra directamente la configuración de la red de intercambio de calor. Sin embargo, la solución óptima contiene toda la información necesaria para derivar la red a mano. Específicamente, la solución indicará el par de corrientes involucradas en cada arreglo, la correspondiente cantidad de calor que es intercambiada, y los intervalos de temperatura sobre los cuales el intercambio de calor tomará lugar. La derivación de la configuración de la red a menudo será una tarea simple, ya que ningún trabajo es requerido al unir manualmente las unidades de intercambio de calor. Además, como en la derivación del modelo (4.20) ninguna suposición fue hecha para prohibir división de corriente o redes cíclicas, al conocer los intervalos de temperatura sobre los cuales los arreglos reales tomen lugar, se puede determinar fácilmente si la división de la corriente es requerida. Obviamente, existirán casos en los que una o más redes diferentes puedan ser derivadas ya que la solución óptima de (4.20) no definirá necesariamente una sola configuración y/o parámetros para la red. En este caso puede ser realizado un análisis detallado de las diferentes redes para seleccionar la solución final.

4.3 MÉTODO DE FLOUDAS, CIRIC Y GROSSMANN. (1986)

La idea básica detrás de esta estrategia de síntesis es el descomponer el problema para asegurar el costo mínimo de servicios, el menor número de unidades para esta meta de servicios y el mínimo costo de inversión para los primeros dos objetivos. Como se indica en la figura 4.5, el procedimiento sugerido para la generación automática de configuraciones de red incluye los siguientes pasos:

- 1) El mínimo costo de servicios y la localización de los puntos de pliegue son estimados vía modelo de transbordo LP. La localización de los puntos de pliegue es empleada para dividir el rango de temperaturas de las corrientes en subredes.
- 2) El menor número de arreglos para cada subred es estimada con el modelo de transbordo MILP. La solución de este problema también suministrará información sobre el conjunto de arreglos que deberán tomar lugar y la cantidad de calor que deberá ser intercambiado en cada arreglo.
- 3) Se deriva una superestructura para cada subred, las cuales tienen como unidades a aquellos arreglos estimados por el modelo de transbordo MILP. Esta superestructura contendrá conexiones de corriente desconocidas, las cuales pueden definir arreglos en serie y/o paralelo, así como división de corriente y by passes.
- 4) La superestructura para cada subred es formulada como un problema de programación no lineal, el cual tiene como objetivo la minimización de los costos de inversión de los intercambiadores de calor. La solución de este problema suministrará automáticamente para cada subred, una configuración de red de intercambio de calor con las conexiones de corriente apropiadas para los intercambiadores, así como sus flujos y temperaturas.
- 5) La configuración final es obtenida simplemente al añadir las configuraciones de cada subred.

La descripción detallada de los pasos 1 y 2 que incluyen la solución a los modelos de transbordo LP y MILP es presentada en el apartado del punto 4.2 de PAPOULIAS Y GROSSMANN.

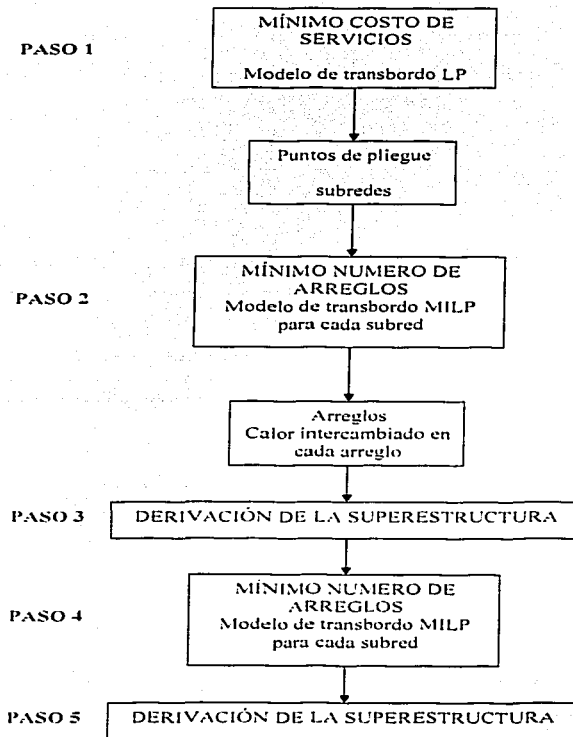


Figura 4.5 Bosquejo de la estrategia de síntesis.

4.3.1 Derivación de la superestructura.

Con el fin de derivar la superestructura para la red de intercambio de calor, se puede tomar ventaja de la información suministrada por los modelos de transbordo LP y MILP. De la solución del modelo de transbordo LP son determinadas las cargas de calor de los servicios que conduzcan al mínimo costo de servicios, así como la localización de los puntos de pliegue. Estos puntos de pliegue son empleados para descomponer el problema en subredes que presenten los rangos de temperatura para las corrientes localizadas entre puntos de pliegue sucesivos. Resolviendo el modelo de transbordo MILP para cada subred, son determinados el mínimo número de arreglos y el calor intercambiado en cada arreglo. Cada uno de estos arreglos con el correspondiente intercambio de calor serán asociados a unidades de intercambio de calor en la superestructura propuesta, donde las conexiones de corriente para la configuración final de la red son manejadas como incógnitas.

Una característica importante de la superestructura propuesta es que para cada corriente puede ser desarrollada una superestructura independiente. Las superestructuras de corriente pueden entonces ser combinadas en una superestructura global, la cual incluya todas las configuraciones de interés para cada subred. Cada superestructura de corriente es derivada de tal forma que incluyan alternativas sobre divisiones de corriente, by pass, arreglos en serie, arreglos en paralelo, arreglos en serie-paralelo, arreglos en paralelo-serie, etc.

Para ilustrar lo anterior considérese un ejemplo, en el cual se maneja una corriente fría C1, que intercambiará calor con tres corrientes calientes H1, H2 y H3 en tres arreglos C1-H1, C1-H2 y C1-H3. Después de determinar los arreglos y el intercambio de calor entre ellos, se puede entonces postular superestructuras de corriente como se muestra en la figura 4.6, donde los intercambiadores corresponden a los arreglos estimados por el modelo de transbordo MILP. La carga de calor en cada intercambiador es el intercambio de calor estimado para cada arreglo.

Los elementos básicos en la derivación de la superestructura de corriente para C1 consisten de lo siguiente (figura 4.6):

1. Dividir la entrada de C1 entres corrientes dirigidas a las entradas de los tres arreglos con las corrientes calientes, (corrientes 1, 2 y 3).
2. Dividir la salida de C1 en cada arreglo como:
 - a) Una corriente que viaja hacia la corriente de salida de C1 en esta subred.

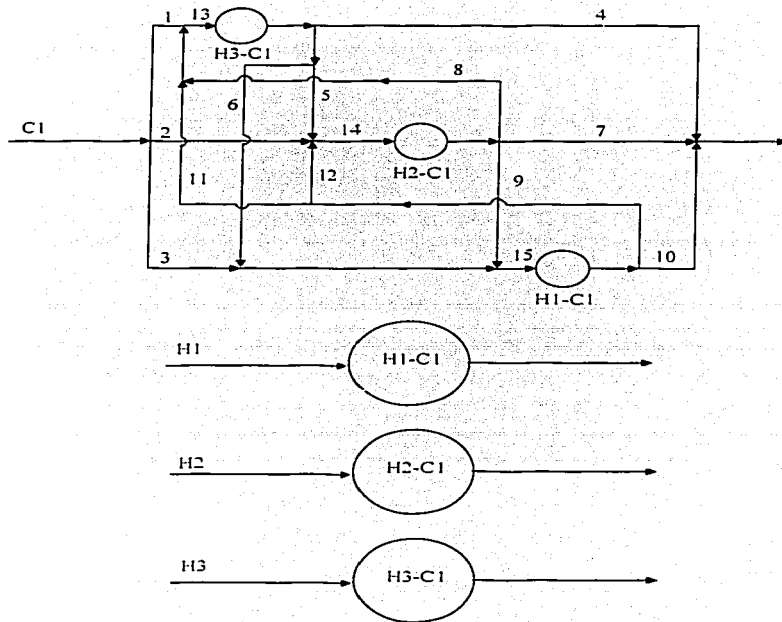


Figura 4.6 superestructuras de corriente para C1, H1, H2, y H3.

- b) Dos corrientes reciclando que se mezclan con las corrientes de entrada de los otros dos arreglos.

Como un ejemplo para el paso 2, considere el arreglo H1-C1. La salida de este arreglo es dividida en las corrientes 4, 5 y 6, la corriente 4 va hacia la salida de C1. La corriente de reciclo 5 se mezcla con la entrada del arreglo H2-C1, mientras que la corriente de reciclo 6, se mezcla con la entrada del arreglo H3-C1.

En el caso de las corrientes calientes H1, H2 y H3, cada superestructura de corriente es reducida a un solo intercambiador, como se muestra en la figura 4.6. ya que en este caso no existe opción de división en las corrientes calientes para otro arreglo.

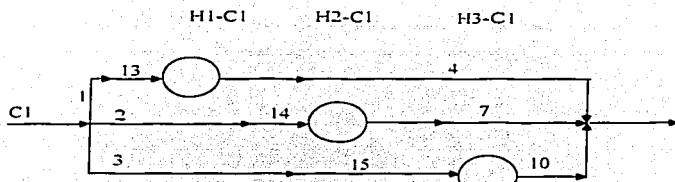
De la superestructura de C1 se pueden seguir varias alternativas:

1. La secuencia en paralelo, H1-C1, H2-C1 y H3-C1, resulta de fijar $F5 = F6 = F8 = F9 = F11 = F12 = 0$, como se muestra en la figura 4.7a.
2. La secuencia en serie, H1-C1, H2-C1 y H3-C1, resulta de fijar $F2 = F3 = F4 = F6 = F7 = F8 = F11 = F12 = 0$, como se muestra en la figura 4.7b.
3. La secuencia mixta de H1-C1 y H2-C1 en paralelo y H3-C1 en serie, resulta de fijar $F3 = F4 = F5 = F7 = F8 = F11 = F12 = 0$, como se muestra en la figura 4.7c.
4. La secuencia mixta de H1-C1 en serie con H2-C1 y H3-C1 en paralelo, es consecuencia de fijar $F2 = F3 = F4 = F8 = F9 = F11 = F12 = 0$, como se muestra en la figura 4.7d.
5. La secuencia previa con un by pass, es consecuencia de fijar $F2 = F3 = F4 = F8 = F11 = F12 = 0$, como se muestra en la figura 4.7e.

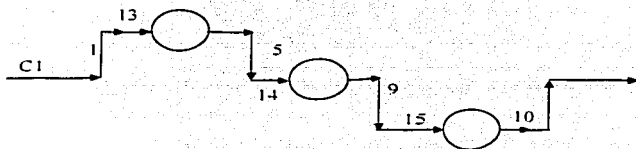
En particular, cada superestructura de corriente consiste de:

- a) Un punto inicial de división para la corriente de entrada.
- b) Divisores en la salida de cada intercambiador dirigen una parte de corriente de salida a la entrada de otros intercambiadores.
- c) Mezcladores en cada entrada de cada intercambiador.
- d) Un punto final de mezcla para la corriente de salida.

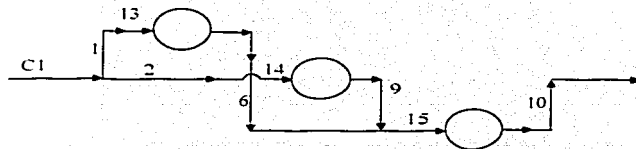
Para derivar una superestructura de corriente para alguna corriente de servicio (caliente o fría), es más conveniente representar a la corriente de servicio por un número de corrientes separadas que sea igual al número de arreglos en los que la corriente de servicio original participa.



(a) Secuencia en paralelo

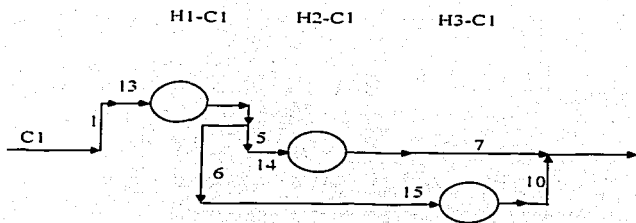


(b) Secuencia en serie

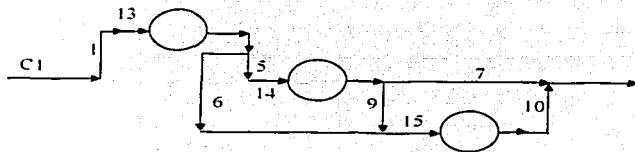


(c) Secuencia en paralelo-serie

Figura 4.7 Secuencias alternativas en la superestructura de C1.



(d) Secuencia en serie-paralelo



(e) Secuencia en serie-paralelo con by-pass

Figura 4.7 Secuencias alternativas en la superestructura de C1.

Por ejemplo, si la corriente S se combina con las corrientes frías C1 y C2, entonces S puede ser descompuesta en dos corrientes: S1 para el arreglo con C1 y S2 para el arreglo con C2. Por consiguiente, una superestructura de corriente para un servicio será simplemente aquel arreglo donde la corriente de servicios tenga estimada su carga de calor para ese arreglo (con el modelo de transbordo MILP), con las temperaturas de entrada y salida de los servicios dados. La motivación básica detrás de esta representación es la de que las corrientes de servicios incluidas en varios arreglos deben ser divididas de todos modos.

4.3.2 Procedimiento para la derivación de la superestructura.

- 1) Derivar para cada corriente de proceso una superestructura de corriente de proceso de acuerdo a las siguientes reglas:
 - 2) Derivar para cada corriente de servicio una superestructura de corriente de servicio, que consista de un arreglo, donde las temperaturas de entrada y salida de la corriente de servicio sean las suministradas por los datos iniciales.
 - a) Dividir cada corriente de proceso en un número de corrientes igual al número de arreglos en los que esta corriente de proceso participa. Cada ramal dividido contiene un intercambiador afín al arreglo dado.
 - b) Dividir la corriente de salida de un arreglo en corrientes de reciclo que sean alimentadas a los mezcladores de la entrada de los arreglos restantes, y en una corriente adicional que es alimentada al mezclador final para la corriente de salida.
- 3) Definir, como la superestructura total para la subred particular a la adición de todas las superestructuras de todas las corrientes de proceso y las corrientes de servicios. Las cargas de calor en los intercambiadores de esta superestructura se dan por el intercambio de calor estimado para cada arreglo por el modelo de transbordo MILP.

Cabe señalar que la superestructura propuesta puede ser interpretada como una superestructura "restringida" en la cual los intercambiadores corresponden a los arreglos estimados por el modelo de transbordo MILP, a la vez que las interconexiones de corriente son manejadas como incógnitas.

4.3.3 Formulación con programación no lineal.

La formulación de programación no lineal NLP se emplea para la generación automática de estructuras de red con el mínimo costo de inversión. Para simplificar la notación, ningún índice será asignado para identificar las subredes.

La información disponible para derivar la formulación NLP para cada subred viene de resolver los modelos de transbordo LP y MILP, e incluyen lo siguiente:

- **Datos de corriente.** Para cada corriente de proceso $i \in H$ y cada corriente fría de proceso $j \in C$, los flujos se suministran. Las temperaturas de entrada y salida son definidas por el rango de temperatura de las subredes. Los flujos y temperaturas serán denotados por F_i , T_i^{in} , T_i^{out} para las corrientes calientes y F_j , T_j^{in} , T_j^{out} para las corrientes frías.
- **Datos de servicios.** Para cada servicio caliente $i \in HU$ y cada servicio frío $j \in CU$ que son originalmente postulados, la solución del modelo de transbordo LP suministra los requerimientos correspondientes de calor. Las corrientes individuales de servicios se denotarán para cada subred por el índice de conjunto HU' (servicios calientes) y CU' (servicios fríos). Las temperaturas de entrada y salida para estos servicios serán denotadas por $T_i^{H'in}$, $T_i^{H'out}$, $i \in HU'$ y $T_j^{C'in}$, $T_j^{C'out}$, $j \in CU'$, mientras que el cambio de entalpía específica para estos servicios será denotada por ΔH_i^H , $i \in HU'$ y ΔH_j^C , $j \in CU'$.
- **Arreglos.** La solución del modelo de transbordo MILP en una subred dada, suministrará información sobre los arreglos que tendrán lugar para las corrientes de proceso y los servicios. El conjunto de arreglos será denotado como:

$$MA = \left[(i, j) \mid \text{corriente/servicio caliente } i \text{ intercambia calor con la} \right. \\ \left. \text{corriente/servicio frío } j, i \in HT, j \in CT \right]$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Donde $HT = (H) \cup (HU')$ Y $CT = (C) \cup (CU')$. También del modelo de transbordo MILP, se dispone de información sobre el calor intercambiado, Q_{ij} , para cada arreglo $(i, j) \in MA$.

Empleando la información anterior, se deriva una superestructura total para cada subred. Esto involucra la derivación de superestructuras de corriente para cada corriente/servicio caliente $i \in HT$ y para cada corriente/servicio frío $j \in CT$.

Con el fin de derivar la formulación matemática de programación no lineal, se definirán algunos conjuntos de índices para caracterizar la topología de la superestructura para una subred particular. Primero, todas las corrientes calientes y frías de proceso así como servicios, serán denotadas por el índice de conjunto común.

$$HCT = (HT) \cup (CT) = [k] \quad (4.21)$$

la superestructura para cada corriente $k \in HCT$ involucra un conjunto de corrientes l que será denotado por $N_k = [l]$. Cada una de estas corrientes l , tendrán asociadas como variables a los flujos de capacidad calorífica F_l^k y a la temperatura T_l^k .

Además, la superestructura de cada corriente k , involucra divisores y mezcladores que se denotan por los conjuntos de índice $S_k = [s]$, $M_k = [m]$ respectivamente. El divisor $s^0 \in S_k$ se establece para el punto inicial de división en la superestructura de la corriente k , mientras que $m^0 \in M_k$ se establecerá para el punto final de mezclado en esa superestructura de corriente. La relación de los conjuntos de divisores y mezcladores con las corrientes de entrada y salida internas en la superestructura de la corriente k es dada por:

$$\left. \begin{aligned} S_k^{\text{in}}(s) &= (l \mid l \in N_k \text{ es una entrada al divisor } s) \\ S_k^{\text{out}}(s) &= (l \mid l \in N_k \text{ es una salida del divisor } s) \end{aligned} \right\} s \in S_k$$

$$\left. \begin{aligned} M_k^{\text{in}}(m) &= (m \mid m \in N_k \text{ es una entrada al mezclador } m) \\ M_k^{\text{out}}(m) &= (m \mid m \in N_k \text{ es una salida del mezclador } m) \end{aligned} \right\} m \in M_k$$

las corrientes de entrada y salida a cada uno de los intercambiadores postulados para los arreglos MA son dados por:

$$E_{ij}^{Hin} = (n | n \ N_i \text{ es la entrada de la corriente caliente } i \text{ a la unidad } (i, j) \in MA)$$

$$E_{ij}^{Hout} = (p | p \ N_i \text{ es la salida de la corriente caliente } i \text{ de la unidad } (i, j) \in MA)$$

$$E_{ij}^{Cin} = (q | q \ N_j \text{ es la entrada de la corriente fría } j \text{ a la unidad } (i, j) \in MA)$$

$$E_{ij}^{Cout} = (r | r \ N_j \text{ es la salida de la corriente fría } j \text{ de la unidad } (i, j) \in MA)$$

Habiendo definido los conjuntos de índice y las variables que describen la superestructura total para una subred dada, las restricciones que aplican son las siguientes:

(a) Balances de masa para los divisores:

$$\sum_{l \in S_k^{in}(s)} f_l^k - \sum_{l \in S_k^{out}(s)} f_l^k = 0 \quad , \quad s \in S_k, k \in HCT. \quad (4.22)$$

(b) Balances de masa para mezcladores:

$$\sum_{l \in M_k^{in}(m)} f_l^k - \sum_{l \in M_k^{out}(m)} f_l^k = 0 \quad , \quad m \in M_k, k \in HCT. \quad (4.23)$$

(c) Balances de calor para mezcladores:

$$\sum_{l \in M_k^{in}(m)} f_l^k t_l^k - \sum_{l \in M_k^{out}(m)} f_l^k t_l^k = 0 \quad , \quad m \in M_k, k \in HCT. \quad (4.24)$$

(d) Balances de calor para los intercambiadores:

$$\left. \begin{aligned} Q_{ij} - f_j^i (t_n^i - t_p^i) &= 0 & n \in E_{ij}^{Hin}, p \in E_{ij}^{Hout}, i \in HU' \\ Q_{ij} - f_q^j (t_q^j - t_r^j) &= 0 & q \in E_{ij}^{Cin}, r \in E_{ij}^{Cout}, j \in CU' \\ Q_{ij} - f_j^i \Delta H_i^H &= 0 & n \in E_{ij}^{Hin}, p \in E_{ij}^{Hout}, i \in HU' \\ Q_{ij} - f_j^j \Delta H_j^C &= 0 & q \in E_{ij}^{Cin}, r \in E_{ij}^{Cout}, j \in CU' \end{aligned} \right\} (i, j) \in MA \quad (4.25)$$

(e) Restricciones de acercamiento mínimo de temperatura:

$$\left. \begin{aligned} t_n^i - t_q^j &\geq \Delta T_{min}, & n \in E_{ij}^{Hin}, q \in E_{ij}^{Cout} \\ t_p^i - t_r^j &\geq \Delta T_{min}, & p \in E_{ij}^{Hout}, r \in E_{ij}^{Cin} \end{aligned} \right\} (i, j) \in MA \quad (4.26)$$

(f) Especificaciones para flujos de capacidad calorífica de entrada:

$$f_l^k = F_k, \quad l \in S_k^{in}(s^0), \quad k \in (H) \cup (C) \quad (4.27)$$

donde: $F_k = (F_i, i \in H; F_j, j \in C)$

(g) Especificaciones para temperaturas de entrada y salida:

$$\left. \begin{aligned} t_l^k &= T_k^{in}, \quad l \in S_k^{in}(s^0) \\ t_l^k &= T_k^{out}, \quad l \in M_k^{out}(m^0) \end{aligned} \right\} k \in \text{HCT} \quad (4.28)$$

donde:

$$T_k^{in} = (T_i^{in}, i \in H; T_j^{in}, j \in C; T_i^{Hin}, i \in HU'; T_j^{Cin}, j \in CU')$$

$$T_k^{out} = (T_i^{out}, i \in H; T_j^{out}, j \in C; T_i^{Hout}, i \in HU'; T_j^{Cout}, j \in CU')$$

(h) Igualdades de temperaturas para las entradas y salidas de los divisores:

$$t_p^k = t_p^k, \quad l \in S_k^{in}(s); \quad p \in S_k^{out}(s), \quad s \in S_k, \quad k \in \text{HCT} \quad (4.29)$$

(i) Restricciones de no negatividad:

$$f_l^k \geq 0, \quad l \in N_k, \quad k \in \text{HCT} \quad (4.30)$$

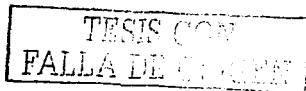
Finalmente, las áreas de cada intercambiador pueden ser expresadas en términos de las cargas de calor Q_{ij} dadas y de las temperaturas de las corrientes, es decir:

$$A_{ij} = Q_{ij} U_{ij}^1 (\text{LMTD})_{ij}^1 \quad (4.31)$$

Donde U_{ij} es el coeficiente global de transferencia de calor para el arreglo $(i, j) \in \text{MA}$ y $(\text{LMTD})_{ij}$ es la media logarítmica de diferencia de temperatura para el arreglo (i, j) .

En consecuencia la función objetivo para minimizar el costo de inversión se establece como:

$$\text{Min} \sum_{(i, j) \in \text{MA}} c_{ij} A_{ij}^{b_{ij}} \quad (4.32)$$



Donde c_{ij} y b_{ij} son coeficientes de costo, y las áreas A_{ij} dadas por la ecuación (4.31), se pueden expresar explícitamente en términos de temperaturas.

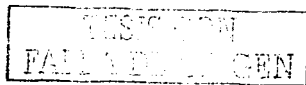
En esta forma, la función objetivo en (4.32) sujeta a las restricciones de la (4.22) a la (4.30) definen un problema de programación no lineal, en el cual las variables a ser optimizadas son los flujos de capacidad calorífica f_j^k y Las temperaturas t_j^k . Es importante señalar que las cargas de calor Q_{ij} en (4.25) y (4.31) son tratadas como parámetros de valor fijo provistos por la solución del modelo de transbordo MILP.

Al determinar la solución óptima del problema NLP, se obtiene la configuración de la red de intercambio de calor automáticamente con el mínimo costo de inversión para la subred dada. La configuración particular se define simplemente por los flujos diferentes de cero, los que indicaran las interconexiones de corriente requeridas por las unidades de intercambio de calor.

Una cuestión que surge en la solución del problema NLP, es la de si varias corrientes se eliminan en la superestructura, a fin de producir una configuración práctica de la red. Si muchas de las corrientes postuladas no son eliminadas, las redes serán muy complicadas y de un cuestionable valor práctico. Sin embargo, las corrientes de reciclo que son dirigidas a los puntos de mezcla en las entradas de cada intercambiador y que vienen de las salidas de otros los intercambiadores, tendrán la tendencia a tomar el valor de cero.

Una observación importante sobre la formulación NLP es la de que debido a las bilinearidades de flujos y temperaturas que están presentes en las restricciones (4.24) y (4.25), el problema es en general no convexo. Esto implica que la existencia de una solución óptima única no puede ser garantizada. En consecuencia, la solución que se obtiene solo puede ser considerada como un mínimo local para los costos de inversión. Esto sin embargo, no debe ser una desventaja importante en las aplicaciones prácticas, ya que es bien conocido que las funciones de costo de inversión son bastantes planas.

Cabe mencionar que la suposición de un acercamiento mínimo de temperatura fijo, y cargas de calor fijas para cada arreglo (que se estiman del modelo de transbordo MILP), pueden ser relajadas fácilmente en la superestructura propuesta. Es decir, en (4.26) el acercamiento mínimo de temperatura puede ser especificado para cada intercambiador (aún valores de cero), mientras que las cargas de calor en (4.25) pueden ser tratadas como varia-



bles con la adición de restricciones lineales para tomar en cuenta el contenido de calor de cada corriente.

En cuanto a los arreglos estimados para el mínimo número de unidades por el modelo de transbordo MILP, estos no son necesariamente únicos para algún problema de red dado. Sin embargo, pueden ser generados conjuntos alternativos de arreglos por la imposición de arreglos restringidos en el MILP, o de otra manera al adicionar sucesivamente restricciones enteras que excluyan conjuntos previos de arreglos encontrados por el problema MILP.

Por lo tanto, pueden ser generadas automáticamente diferentes estructuras de red al resolver para cada conjunto alternativo de arreglos el problema NLP correspondiente.

Ya que lo exitoso de la convergencia del algoritmo NLP es dependiente de los puntos de arranque, es obviamente deseable tener un buen procedimiento de iniciación para las variables en el NLP.

4.3.4 Procedimiento de inicio.

Con base en la información suministrada por el modelo de transbordo MILP, el procedimiento de inicio es el siguiente:

Paso 1. Para cada arreglo $(i, j) \in MA$.

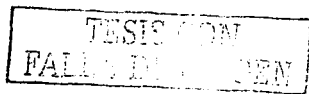
- a) Determinar los rangos de temperatura ΔT_i , ΔT_j sobre el cual tiene lugar el arreglo para el par de corrientes dadas. Estos rangos son dados por la diferencia de temperaturas de entrada y salida de las corrientes en aquellos intervalos donde tiene lugar el intercambio de calor.

- b) Calcular:

$$\Phi_i^j = Q_{ij} \Delta T_i^{-1}$$

$$\Phi_j^i = Q_{ij} \Delta T_j^{-1}$$

- c) Si en cada extremo del arreglo existe un acercamiento mínimo de temperatura ΔT_{min} , esto implica que es un arreglo "limitado" $(i, j) \in L$. Si no, el arreglo contribuirá a un arreglo no "limitado" $(i, j) \in NL$.



Paso 2. Checar las siguientes condiciones para cada corriente caliente $i \in HT$ y para cada corriente fría $j \in CT$.

a) Si

$$\sum_{(i, k) \in MA} \Phi_k^i = F_i$$

Usar configuración en paralelo para la corriente $i \in HT$.

b) Si

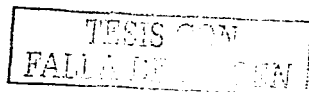
$$\sum_{(k, j) \in MA} \Phi_j^k = F_j$$

Usar configuración en paralelo para la corriente $j \in CT$.

Paso 3. Para corrientes $i \in HT$, $j \in CT$ que no les fuer asignada una configuración en paralelo en el paso 2, sus sumatorias en cada corriente es mayor que el flujo de capacidad calorífica F_i o F_j . Esto indica que se necesita una corriente by pass. Para estas corrientes se procede como sigue:

- Para los arreglos limitados $(i, j) \in L$, emplear los flujos $\langle \Phi_i^j \rangle$, $\langle \Phi_j^i \rangle$ calculados en el paso 1b.
- Para los arreglos no limitados restantes $(i, j) \in NL$, asignar a cada arreglo como temperatura de entrada y salida aquellas determinadas en el paso 1a, y asignar en los puntos de mezcla y división, valores para los flujos tal que se satisfagan los balances de masa.

Debe ser señalado que el procedimiento de inicio no necesariamente produce una configuración inicial factible. Sin embargo el procedimiento descrito suministrará, en general, un buen punto inicial para la solución numérica del problema de programación no lineal.



4.4 MÉTODO DE CIRIC Y FLOUDAS (1989) PARA LA OPTIMIZACIÓN DE UNA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR EXISTENTE

4.4.1 Establecimiento del problema.

Dada una red de intercambio de calor existente, la cual contiene K intercambiadores de área conocida; un conjunto H de corrientes calientes de proceso y un conjunto de C corrientes frías de proceso, con un flujo de capacidad calorífica fijo, al igual que sus temperaturas de entrada y salida; y un conjunto de servicios calientes y fríos HU y CU , respectivamente.

Un conjunto de arreglos $M(k)$ esta asociado con cada intercambiador k , dicho conjunto contiene arreglos (i,j) que pueden ser asignados al intercambiador k .

Este conjunto de arreglos puede contener solo al arreglo originalmente alojado en k , o arreglos con un tipo particular de requerimiento (requerimiento de condensación), o puede contener todos los arreglos posibles. También, asociado con cada arreglo (i,j) existente y potencial, esta un conjunto $Z(i,j)$ el cual, contiene a todos los intercambiadores existentes.

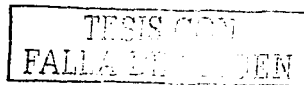
El objetivo de este problema es rediseñar

óptimamente una red de intercambio de calor que caracterice el mínimo costo total de modificación.

Este método propone una aproximación de dos etapas para la solución del problema. En la primer etapa, los arreglos de corriente de proceso y las asignaciones arreglo-intercambiador son analizadas en base a estimados del área de intercambio de calor requerida para cada arreglo y las modificaciones totales de costo. En la segunda etapa, se deriva una estructura de red.

La primera etapa requiere las siguientes suposiciones:

1. Una temperatura de acercamiento para la recuperación de calor, $HRAT$.
2. Los flujos de capacidad calorífica de cada una de las corrientes de proceso son constantes.
3. Los coeficientes de transferencia de calor para cada arreglo son conocidos y fijos.
4. El costo por unidad de área de transferencia de calor en un nuevo intercambiador es igual al costo por unidad de área de un intercambiador existente.

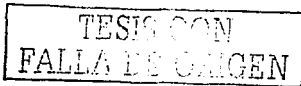


Las dos primeras suposiciones son requerimientos del modelo, se requiere una sola temperatura mínima de acercamiento y un flujo constante de capacidades caloríficas para modelar el flujo de calor empleando el modelo de transbordo. La suposición de requerimientos de transferencia de calor fijos es requerida para estimar el área de transferencia de calor. Esta suposición puede ser relajada en la segunda etapa del procedimiento, cuando la información detallada acerca de los flujos es disponible y puede ser usada para calcular explícitamente variaciones en los coeficientes de transferencia de calor.

4.4.2 Bosquejo de la estrategia de mejoramiento.

La estrategia propuesta para el mejoramiento de las redes de intercambio de calor se muestra en la figura 4.8, y consiste de los siguientes pasos:

- (a) Se selecciona el acercamiento de temperatura para la recuperación de calor. Esta selección de la HRAT puede ser realizada aleatoriamente dentro de un rango razonable de valores, o empleando un procedimiento de targetting que suministre un buen estimado de la HRAT óptima.
- (b) Se realiza un cálculo de mínimo costo de servicios, el cual suministre información sobre los servicios de calentamiento y enfriamiento, los ahorros anuales en costos de servicios, y la localización de los puntos de pliegue que dividan el rango de temperaturas en subredes.
- (c) Todas las parejas potenciales de arreglos e intercambiadores son considerados, de tal forma que todas las decisiones estimadas, como son la reasignación de intercambiadores de calor, la compra de nuevos intercambiadores y el reentubado de corrientes sean incorporadas en el modelo de mejoramiento propuesto en el nivel de arreglos. La solución de este modelo corresponde a la modificación de mínimo costo estimada en el nivel de arreglos, y suministra información sobre la reasignación de intercambiadores existentes, reentubado de corrientes así como la compra de nuevos intercambiadores, y el área adicional para intercambiadores existentes.
- (d) Se genera una superestructura que incluya todas las alternativas de estructura de red, y es resuelta como un problema de programación no lineal, empleando la aproximación de Floudas et. al. (1986). La HRAT es relajada para cada arreglo, y el acercamiento de



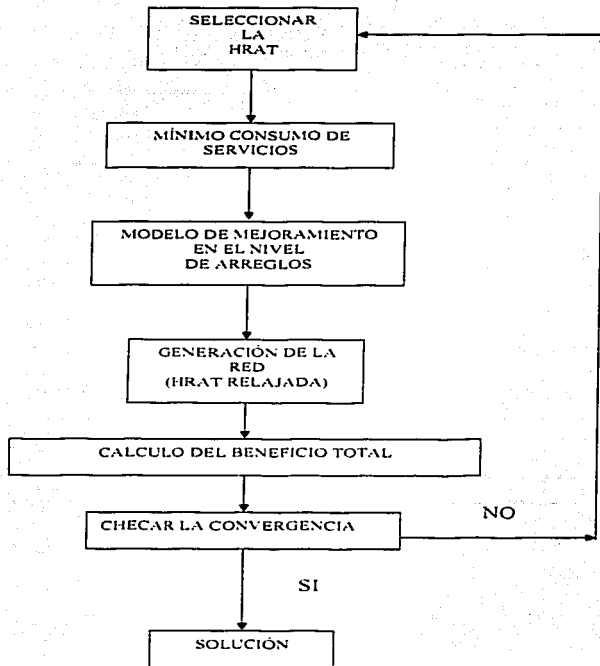


FIGURA 4.8 Bosquejo de la estrategia de mejoramiento de la red.

temperatura en cada arreglo es tratado como una variable, que es mayor a un límite inferior especificado. La solución de este problema NLP proporciona la configuración de red de intercambio de calor con el mínimo costo de inversión.

(e) Se calcula el beneficio total.

Estos pasos se repiten hasta que se alcance a satisfacer el criterio de finalización.

4.4.3 Formulación matemática en el nivel de arreglos.

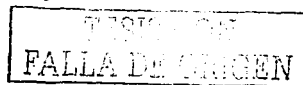
El propósito de la formulación matemática en el nivel de arreglos es, seleccionar la combinación de arreglos de proceso y asignaciones arreglo-intercambiador que minimicen el costo de modificaciones estructurales, con medidas tales como el mover intercambiadores existentes, comprar nuevos intercambiadores de calor, adicionar área a intercambiadores existentes y el reentubado de corrientes. Esto se lleva a cabo, con una función objetivo que esta basada en el costo de reasignación y compra de nuevos intercambiadores, el incremento de áreas de intercambiadores ya existentes y el reentubado apropiado de las corrientes, sujeta a un conjunto de restricciones como son los modelos de flujo de calor entre las corrientes, el de requerimientos de área y el de nueva área asociada con cada arreglo, también las de asignación de arreglos de proceso a intercambiadores de calor existentes. Se requiere una clasificación de las modificaciones estructurales para describir matemáticamente las contribuciones de cada tipo de modificación a la función objetivo y al conjunto de restricciones.

4.4.4 Categorías de modificaciones estructurales.

La reasignación de intercambiadores, la compra de nuevos intercambiadores y el reentubado de corrientes, surgen de la unión potencial de arreglos e intercambiadores, y estas modificaciones pueden ser divididas en seis categorías generales. Cada categoría esta basada en características del arreglo y del intercambiador.

Categoría 1. Un arreglo (i,j) existente, es alojado en el intercambiador k de la red original y de la red mejorada. Para este caso no son requeridas modificaciones estructurales, y consecuentemente los costos de tubería para esta categoría son cero.

Categoría 2. Un arreglo (i,j) existente, fue alojado en el intercambiador k en la red original, y será alojado en el intercambiador k' en la red mejorada, donde k' es un



miembro de $Z(i,j)$. Como la tubería para este arreglo ya esta en el lugar, no se requiere reentubar; la única modificación requerida es la de mover al intercambiador k' al sitio del nuevo arreglo. Los costos de esta categoría, Cp^2 , reflejan los costos de trabajo por mover el intercambiador k del sitio del arreglo, y la instalación del intercambiador k' .

- Categoría 3. El nuevo arreglo (i,j) no existe en la red original y será alojado en el intercambiador k , un miembro del conjunto $Z(i,j)$ en la red mejorada; en adición, el arreglo original alojado en el intercambiador k , contiene a la corriente i o a la corriente j . Esta categoría tiene un costo que refleja el costo Cp^3 de reentubado de una corriente.
- Categoría 4. El arreglo (i,j) no existe en la red original, y será alojado en el intercambiador k , miembro del conjunto $Z(i,j)$, en la red mejorada. Ni la corriente i ni la corriente j participaron en el arreglo originalmente alojado en k . En este caso, dos corrientes deben ser reentubadas. El costo asignado en esta categoría es Cp^4 .
- Categoría 5. Es comprado un nuevo intercambiador de calor para alojar al arreglo existente (i,j) . Esto puede ocurrir cuando el intercambiador original ha sido reasignado a un nuevo arreglo, cuyos requerimientos de área son mayores que los del arreglo (i,j) en la red mejorada. En este caso no se requiere reentubado, y no existen costos adicionales asociados con esta categoría. Todos los arreglos existentes pueden entrar en la categoría 5.
- Categoría 6. Es comprado un nuevo intercambiador de calor para alojar a un nuevo arreglo, es decir, uno que no existe en la red original. En este caso, dos corrientes necesitan ser reentubadas, y es asignado un costo Cp^6 por la compra e instalación del intercambiador y el costo de reentubado de las corrientes.

Las seis categorías de modificación estructural pueden ser tomadas en una forma explícita al introducir dos conjuntos de variables enteras. El primer conjunto $=_{i,j}^k$ denota la asignación de un arreglo potencial (i,j) a un intercambiador existente k .

Por lo tanto, el conjunto de variables $z_{i,j}^k$ puede ser dividido en cuatro subconjuntos, dependiendo de la categoría de asignación:

$$z_{i,j}^k \begin{cases} C^1, & \text{si la asignación esta en la categoría 1;} \\ C^2, & \text{si la asignación esta en la categoría 2;} \\ C^3, & \text{si la asignación esta en la categoría 3;} \\ C^4, & \text{si la asignación esta en la categoría 4.} \end{cases}$$

Las últimas categorías no involucran la reasignación de intercambiadores de calor, si no la compra de nuevos intercambiadores. Para modelar estas categorías, se introduce un segundo conjunto de variables enteras, denotadas como $m_{i,j}$. Esta variable toma el valor de uno si un nuevo intercambiador es comprado para el arreglo (i,j), y es cero de otra manera. Estas variables pueden ser divididas en dos subconjuntos:

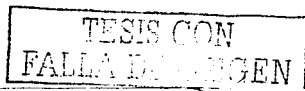
$$m_{i,j} \begin{cases} C^5, & \text{si el arreglo (i,j) existe en la red original;} \\ C^6, & \text{si el arreglo (i,j) es nuevo.} \end{cases}$$

La introducción de estas variables enteras, asegura que todas las decisiones combinatorias posibles en el nivel de arreglos son tomadas en cuenta en la formulación matemática del problema de rediseño óptimo de las redes de intercambio de calor.

4.4.5 La función objetivo.

Los componentes de la función objetivo son:

- El costo de compra de nuevos intercambiadores.
- El costo por área adicional de intercambio de calor.



- c) El costo de tubería, resultante de modificaciones estructurales.
Para el caso de a y b, aplica la siguiente expresión potencial:

$$C \cdot A^b \quad (4.33)$$

C es una constante de costo y b es un exponente fijo. En este método, las contribuciones de costo exponencial son aproximadas con un conjunto lineal de expresiones de costo a precio fijo del área de cada intercambiador. Por lo tanto, para cada arreglo potencial (i,j) es introducido un costo, el cual consiste de segmentos de expresiones lineales de la siguiente forma:

$$C_{i,j} = \alpha m_{i,j} + \beta X_{i,j} \quad (4.34)$$

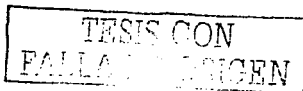
$$X_{i,j} = \text{Max} (A_{i,j} - A_{i,j}^{\text{ex}}, 0) \quad (4.35)$$

Donde α es el costo de instalación de un nuevo intercambiador de calor, β es el costo por unidad de área de intercambio de calor. $X_{i,j}$ es el área adicional requerida por el arreglo (i,j). De (4.35) se puede notar que si un nuevo intercambiador es comprado para el arreglo (i,j), entonces el área existente del arreglo (i,j), $A_{i,j}^{\text{ex}}$, es igual a cero, entonces:

$\text{Max} (A_{i,j} - A_{i,j}^{\text{ex}}, 0) = A_{i,j}$, y el área adicional $X_{i,j}$ es igual al área del arreglo. Si un intercambiador con área existente $A_{i,j}^{\text{ex}}$ es reasignado al arreglo (i,j), y el arreglo requiere un área más grande, entonces, el operador Max, simplemente será igual a la diferencia entre el área total requerida y el área existente del intercambiador. Si $A_{i,j}$ es menor o igual que $A_{i,j}^{\text{ex}}$, la contribución de costo es igual a cero.

Debe ser señalado que para las primeras cuatro categorías de asignaciones arreglo-intercambiador, la contribución de costo esta dada por.

$$\beta X_{i,j} = \beta \text{Max} (A_{i,j} - A_{i,j}^{\text{ex}}, 0) \quad (4.36)$$



Ya que solamente se necesita comprar área adicional. Combinando las expresiones de costo de compra de nuevos intercambiadores, de área adicional, y el costo de modificaciones estructurales, se obtiene la siguiente función objetivo:

$$\begin{aligned}
 OBJ = \text{Min} \quad & \sum_{(i,j)} \beta X_{i,j} + \sum_{(i,j,k) \in C^2} Cp^2 z_{i,j}^k + \sum_{(i,j,k) \in C^3} Cp^3 z_{i,j}^k \\
 & + \sum_{(i,j,k) \in C^4} Cp^4 z_{i,j}^k + \sum_{(i,j) \in C^5} Cp^5 m_{i,j} + \sum_{(i,j) \in C^6} Cp^6 m_{i,j}
 \end{aligned} \quad (4.37)$$

4.4.6 Restricciones.

Para este modelo existen cuatro conjuntos de restricciones y se desarrollan a continuación.

(a) Modelo de flujo de calor.

Se emplea el modelo de Papoulias y Grossmann (1983), donde el rango de temperatura del problema es dividido en T intervalos de temperatura empleando la temperatura de entrada de cada corriente. El calor puede fluir en una de dos formas: Entre la corriente caliente i y la corriente fría j en el intervalo de temperatura t, denotado por $Q_{i,j,t}$ o de un intervalo a otro vía un flujo de calor residual de una corriente caliente, denotado por $R_{i,t}$. Una corriente caliente puede descargar calor a una corriente fría en el mismo intervalo o puede liberarlo en cascada dentro de un intervalo de temperatura inferior por medio de un calor residual. Una corriente fría puede absorber calor de alguna corriente caliente en el mismo intervalo de temperatura, o de un calor residual de una corriente caliente de un intervalo de temperatura más alto.

Dentro de cada intervalo, la corriente caliente i debe descargar calor $Q_{i,t}^H$ y la corriente fría j debe absorber calor $Q_{j,t}^C$. Los balances de energía de las corrientes calientes y frías pueden ser representados con el siguiente conjunto de ecuaciones lineales:

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

$$\sum_{j=1}^C Q_{i,j,t} + R_{i,t-1} - R_{i,t} = Q_{i,t}^H \quad (4.38)$$

$i = 1, \dots, H ; t = 1, \dots, T$

$$\sum_{i=1}^H Q_{i,j,t} = Q_{j,t}^C \quad (4.39)$$

$j = 1, \dots, C ; t = 1, \dots, T$

La existencia de un arreglo entre la corriente caliente i y la corriente fría j es designada con una variable entera Y_{ij} . Y_{ij} toma el valor de uno si las corrientes i y j intercambian calor; es cero de otra forma. Si Y_{ij} toma el valor de cero, entonces las variables continuas asociadas $Q_{i,j,t}$ deben tomar valores de cero. Esto se representa por la siguiente ecuación:

$$\sum_{t=1}^T Q_{i,j,t} - UY_{ij} \leq 0 \quad i = 1, \dots, H ; j = 1, \dots, C \quad (4.40)$$

Donde U representa el mínimo de las máximas cargas de calor de la corriente caliente i y la corriente fría j .

(b) Estimación del área.

En el nivel de arreglos, donde no es disponible información para la estructura real de la red de intercambio de calor, no es posible incorporar una expresión rigurosa del área de cada arreglo como una función de las temperaturas de entrada y salida de las corrientes, a menos que sea introducida una superestructura en el nivel de arreglos. Como tal superestructura incrementara drásticamente el tamaño del problema, se introduce una estimación de la expresión del área de cada arreglo (i,j):

$$A_{i,j} = \sum_{t=1}^T \frac{Q_{i,j,t}}{\Delta T_{LM,i,j,t}} \left[\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_j} \right] \quad (4.41)$$

$\Delta T_{LM,i,j,t}$ es la media logarítmica de temperatura del arreglo (i,j) en el intervalo t, este calculo se realiza con las temperaturas de entrada y salida de las corrientes i y j en el intervalo t, h_i y h_j son los coeficientes individuales de transferencia de calor de las corrientes i y j, respectivamente, y $Q_{i,j,t}$ es el calor intercambiado entre la corriente i y la corriente j en el intervalo t.

Se debe notar que la $\Delta T_{LM,i,j,t}$ para cada arreglo potencial (i,j) y para cada intervalo de temperatura t, esta fijado, y puede ser calculado a priori para cada arreglo (i,j) para cada intervalo t. Nótese que si h_i y h_j son especificados, entonces el área de cada arreglo $A_{i,j}$ es una expresión lineal $Q_{i,j,t}$ como se indica en (4.41). También debe ser señalado que la sumatoria de (4.41) sobre todos los arreglos resulta en un objetivo de área.

(c) Cálculo de área adicional.

La expresión de costo para el área adicional de intercambio de calor, requiere que se calcule la nueva área de cada arreglo. Definiendo a la variable $S_{i,j}$ como el área de un intercambiador asignado al arreglo (i,j) y a la variable $X_{i,j}$ como la nueva área del arreglo (i,j). Estas variables pueden ser calculadas con las siguientes ecuaciones:

$$S_{i,j} - \sum_{k \in Z(i,j)} A_{\text{exist}}^k z_{i,j}^k \leq 0 \quad (4.42)$$

$$X_{i,j} - A_{i,j} + S_{i,j} = 0 \quad (4.43)$$

La variable de holgura $S_{i,j}$ es igual a cero si el arreglo (i,j) no es asignado a un intercambiador k existente ya que $z_{i,j}^k$ para este arreglo es igual a cero. Si un arreglo (i,j) es asignado a un intercambiador k existente, $S_{i,j}$ puede tomar algún valor alto para el área del intercambiador k. Como el costo de la nueva área es minimizada en la función objetivo.

entonces X_{ij} es minimizada y por lo tanto la variable S_{ij} será forzada a su mayor valor posible.

Si el área total requerida para el arreglo (i,j) , A_{ij} , es menor que el área del intercambiador asignado, entonces la variable de holgura será igual al área requerida y X_{ij} tomará el valor de cero. Cuando el área requerida es mayor que el área existente, la variable de holgura toma el valor del área existente y X_{ij} es igual al área total menos el área existente. Nótese que como X_{ij} es minimizada, estas restricciones llegan a ser equivalentes a la definición original de X_{ij} , es decir, es igual a la expresión (4.35).

(d) Asignaciones arreglo-intercambiador.

Para esta restricción es requerido un modelo de asignación para seleccionar las apropiadas uniones de arreglos e intercambiadores. El subproblema de asignación arreglo-intercambiador puede ser modelado de acuerdo a las siguientes tres condiciones:

1. Cada intercambiador es asignado a un único arreglo.
2. Cada arreglo es alojado solo en un intercambiador.
3. Ningún intercambiador debe ser asignado o comprado para un arreglo que no ocurra en la red mejorada.

Estas condiciones pueden ser establecidas matemáticamente con dos conjuntos de ecuaciones:

$$\sum_{i,j} z_{ij}^k \leq 1 \quad k=1,\dots,K \quad (4.44)$$

$$\sum_{k \in z(i,j)} z_{ij}^k + m_{ij} - Y_{ij} = 0 \quad \begin{matrix} i=1,\dots,H \\ j=1,\dots,C \end{matrix} \quad (4.45)$$

(4.44) asegura que el intercambiador k es asignado a lo mucho a un arreglo; también permite al intercambiador k ser removido de la red. (4.45) requiere que si el arreglo (i,j) ocurre en la red mejorada, entonces será comprado un nuevo intercambiador para él, o le será asignado uno ya existente. Si el arreglo no existe, entonces todas las variables de asignación asociadas con el arreglo tomarán el valor de cero.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

La formulación matemática global en el nivel de arreglos, puede ser establecida como:

$$\text{Min } \sum_{(i,j)} \beta X_{i,j} + \sum_{(i,j,k) \in C^2} Cp^2 z_{i,j}^k + \sum_{(i,j,k) \in C^3} Cp^3 z_{i,j}^k + \sum_{(i,j,k) \in C^4} Cp^4 z_{i,j}^k \\ + \sum_{(i,j) \in C^5} Cp^5 m_{i,j} + \sum_{(i,j) \in C^6} Cp^6 m_{i,j}$$

Sujeto a:

$$\sum_{j=1}^C Q_{i,j,t} + R_{i,t-1} - R_{i,t} = Q_{i,t}^H \quad i=1,\dots,H \quad ; \quad t=1,\dots,T$$

$$\sum_{i=1}^H Q_{i,j,t} = Q_{j,t}^C \quad j=1,\dots,C \quad ; \quad t=1,\dots,T$$

$$\sum_{t=1}^T Q_{i,j,t} - UY_{i,j} \leq 0 \quad i=1,\dots,H \quad ; \quad j=1,\dots,C$$

$$\sum z_{i,j}^k \leq 1 \quad k=1,\dots,K$$

$$\sum_{k \in z(i,j)} z_{i,j}^k + m_{i,j} - Y_{i,j} = 0 \quad i=1,\dots,H \\ j=1,\dots,C$$

$$A_{i,j} = \sum_{t=1}^T \frac{Q_{i,j,t}}{\Delta T_{LM,i,j,t}} \left[\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_j} \right] \quad i=1,\dots,H \\ j=1,\dots,C$$

$$S_{i,j} - \sum_{k \in z(i,j)} A_{exist}^k z_{i,j}^k \leq 0 \quad i=1,\dots,H \\ j=1,\dots,C$$

$$\begin{aligned}
 X_{i,j} - A_{i,j} + S_{i,j} &= 0 & i=1,\dots,H \\
 & & j=1,\dots,C \\
 Q_{i,j,t} \cdot R_{i,t} + A_{i,j} \cdot S_{i,j} + X_{i,j} &\geq 0 & i=1,\dots,H \\
 & & j=1,\dots,C \\
 Y_{i,j} + z_{i,j}^k + m_{i,j} &= [0, 1] & (4.46)
 \end{aligned}$$

Esta formulación matemática corresponde a un problema MILP, ya que involucra variables continuas, variables enteras y un conjunto de restricciones lineales. La solución de este modelo matemático representa el costo mínimo de modificación en el nivel de arreglos, y suministra información sobre la reasignación d intercambiadores de calor existentes, la compra de nuevos intercambiadores, de área adicional y las modificaciones estructurales requeridas.

4.4.7 Comentarios sobre la formulación matemática.

1.- Restricciones sobre asignaciones arreglo-intercambiador.

Debe ser señalado que la sumatoria en (4.44) es sobre el conjunto de arreglos permitidos $(i,j) \in M(k)$, como oposición a todas las combinaciones de (i,j) . Similarmente, las sumatorias en (4.42) y (4.45) son sobre el conjunto permitido de intercambiadores $k \in Z(i,j)$, como oposición a todos los intercambiadores k . Estos conjuntos restringidos dejan espacio para casos donde un intercambiador dado solo puede ser reasignado a un subconjunto de arreglos existentes y potenciales. Por ejemplo, considerando un problema de mejoramiento de red, con dos corrientes calientes (H1, H2), dos corrientes frías (C1, C2) y tres intercambiadores existentes. El intercambiador 1 solo puede ser asignado para alojar el arreglo (H1, C1), el intercambiador 2 solo puede ser asignado para alojar arreglos que involucren a la corriente H1, y el intercambiador 3 puede ser asignado a cualquiera de los arreglos. En este caso, (4.42), (4.44) y (4.45) quedan como:

$$S_{11} - A_{ex}^1 z_{11}^1 - A_{ex}^2 z_{11}^2 - A_{ex}^3 z_{11}^3 \leq 0 ,$$

$$S_{12} - A_{ex}^2 z_{12}^2 - A_{ex}^3 z_{12}^3 \leq 0 ,$$

$$S_{21} - A_{ex}^3 z_{21}^3 \leq 0 ,$$

$$S_{22} - A_{ex}^3 z_{22}^3 \leq 0 ,$$

$$z_{11}^1 \leq 1 ,$$

$$z_{11}^2 + z_{12}^2 \leq 1 ,$$

$$z_{11}^3 + z_{12}^3 + z_{21}^3 + z_{22}^3 \leq 1 ,$$

$$z_{11}^1 + z_{11}^2 + z_{11}^3 + m_{11} - Y_{11} = 0 ,$$

$$z_{12}^2 + z_{12}^3 + m_{12} - Y_{12} = 0 ,$$

$$z_{21}^3 + m_{21} - Y_{21} = 0 ,$$

$$z_{22}^3 + m_{22} - Y_{22} = 0 .$$

Por consiguiente, las variables de asignación que representan asignaciones indeseables arreglo-intercambiador ($z_{12}^1, z_{21}^1, z_{22}^1, z_{21}^2$ y z_{22}^2) no aparecen en la formulación. Consecuentemente las asignaciones no serán hechas.

2.- La descomposición de un problema combinatorio grande.

El modelo matemático propuesto (4.46) para el mejoramiento en el nivel de arreglos, puede ser resuelto con técnicas estándar de ramificación y acotamiento, ya que se trata de un problema MILP. Debe ser señalado, que debido a la consideración explícita de todos los arreglos potenciales en el problema de asignación existe un gran número de variables enteras en la formulación matemática propuesta. Esto implica que si fuera usada una técnica estándar de ramificar y acotar para la solución de (4.46), se podrían provocar limitaciones computacionales a causa del tamaño del problema de mejoramiento de la red.

Esta dificultad puede ser vencida al emplear un método iterativo de solución que aislé a las restricciones de asignación en un subproblema separado, para crear un problema de asignación de programación lineal (LP).

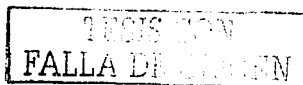
Los problemas de asignación tienen la característica deseable, de que las variables tomen valores enteros en el óptimo. Por consiguiente, las variables $z_{i,j}^k$ y $m_{i,j}$ pueden ser tratadas como variables continuas, reduciendo grandemente el número de variables enteras.

La formulación MILP (4.46) no puede ser descompuesta eficientemente en un subproblema de asignación. Puede ser mostrado, que una formulación equivalente MINLP puede ser desarrollada y descompuesta fácilmente para producir un subproblema de asignación puro. La formulación MILP propuesta, entonces puede ser combinada con elementos de la formulación MINLP equivalente para proveer un procedimiento eficiente de solución iterativo.

3.- Formulación MINLP alternativa.

Una formulación alternativa de la formulación MILP es una formulación MINLP, mostrada en (6.15), la cual reemplaza las variables de área existentes $S_{i,j}$ y las variables de área nueva $X_{i,j}$, con un conjunto, de variables $X_{i,j}^k$, las cuales representan la cantidad de área nueva asociada con cada posible asignación $z_{i,j}^k$.

Esta formulación equivalente es como sigue:



$$\begin{aligned}
 \text{MIN} \quad & \sum_{(i,j,k) \in C^1} \beta X_{i,j}^k z_{i,j}^k + \sum_{(i,j,k) \in C^2} (Cp^2 + \beta X_{i,j}^k) z_{i,j}^k + \\
 & \sum_{(i,j,k) \in C^3} (Cp^3 + \beta X_{i,j}^k) z_{i,j}^k + \sum_{(i,j,k) \in C^4} (Cp^4 + \beta X_{i,j}^k) z_{i,j}^k + \\
 & \sum_{(i,j) \in C^5} (Cp^5 + \beta A_{i,j}^k) m_{i,j} + \sum_{(i,j) \in C^6} (Cp^6 + \beta A_{i,j}^k) m_{i,j}
 \end{aligned}$$

Sujeto a:

$$\sum_{j=1}^C Q_{i,j,t} + R_{i,t-1} - R_{i,t} = Q_{i,t}^H \quad i=1, \dots, H \quad ; \quad t=1, \dots, T$$

$$\sum_{i=1}^H Q_{i,j,t} = Q_{j,t}^C \quad j=1, \dots, C \quad ; \quad t=1, \dots, T$$

$$\sum_{i=1}^T Q_{i,j,t} - UY_{i,j} \leq 0 \quad i=1, \dots, H \quad ; \quad j=1, \dots, C$$

$$A_{i,j} = \sum_{t=1}^T \frac{Q_{i,j,t}}{\Delta T_{LM,i,j,t}} \left[\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_j} \right] \quad \begin{matrix} i=1, \dots, H \\ j=1, \dots, C \end{matrix}$$

$$X_{i,j}^k \geq A_{i,j} - A_{ex}^k$$

$$\sum z_{i,j}^k \leq 1 \quad k=1, \dots, K$$

$$\sum_{k \in z(i,j)} z_{i,j}^k + m_{i,j} - Y_{i,j} = 0 \quad \begin{matrix} i=1, \dots, H \\ j=1, \dots, C \end{matrix}$$

$$Q_{i,j,t}, R_{i,t}, A_{i,j}, S_{i,j}, X_{i,j} \geq 0 \quad \begin{matrix} i=1, \dots, H \\ j=1, \dots, C \end{matrix}$$

$$Y_{i,j}, z_{i,j}^k, m_{i,j} = [0, 1] \quad (4.47)$$

La formulación matemática (4.47) corresponde a un problema MINLP, ya que la bilinearidades de las variables continuas y enteras aparecen en su función objetivo. Esta formulación equivalente, tiene la ventaja de que las variables de asignación $z_{i,j}^k$ y $m_{i,j}$ solo aparecen en la función objetivo y en las restricciones de asignación. Nótese que para valores fijos de $Q_{i,j,t}$, $R_{i,t}$, $Y_{i,j}$, $A_{i,j}$ y $X_{i,j}$ este problema MINLP se reduce a un problema de asignación:

$$\begin{aligned} \text{MIN} \quad & \sum_{(i,j,k) \in C^1} \beta X_{i,j}^k z_{i,j}^k + \sum_{(i,j,k) \in C^2} (Cp^2 + \beta X_{i,j}^k) z_{i,j}^k + \\ & \sum_{(i,j,k) \in C^3} (Cp^3 + \beta X_{i,j}^k) z_{i,j}^k + \sum_{(i,j,k) \in C^4} (Cp^4 + \beta X_{i,j}^k) z_{i,j}^k + \\ & \sum_{(i,j) \in C^5} (Cp^5 + \beta A_{i,j}^k) m_{i,j} + \sum_{(i,j) \in C^6} (Cp^6 + \beta A_{i,j}^k) m_{i,j} \end{aligned}$$

Sujeto a:

$$\sum z_{i,j}^k \leq 1 \quad k=1, \dots, K$$

$$\sum_{k \in z(i,j)} z_{i,j}^k + m_{i,j} - Y_{i,j} = 0 \quad \begin{matrix} i=1, \dots, H \\ j=1, \dots, C \end{matrix}$$

$$z_{i,j}^k \geq 0 \quad , \quad m_{i,j} \leq 1 \quad (4.48)$$

4.- Aproximación algorítmica.

Alguna técnica de solución que implemente la formulación del problema de asignación (4.48) debe consistir de dos pasos. El primer paso selecciona los arreglos, calcula las cargas de calor y el área de cada arreglo. El segundo paso asigna los arreglos a intercambiadores existentes o a nuevos intercambiadores y además evalúa el costo total vía el problema de asignación.

En el primer paso, la buena generación de estimados de arreglos y sus áreas determinan en gran parte la eficiencia del algoritmo. Por lo cual es deseable un método que seleccione a los arreglos y a las áreas que estén cerca del punto óptimo de la formulación MINLP.

Uno de estos métodos involucra la relajación del MINLP (4.46) permitiendo que las variables z y m sean continuas. Este problema relajado, es otro problema MILP, con las variables enteras $Y_{i,j}$ representando a los arreglos potenciales de corrientes de proceso. La solución a este problema relajado suministrará los arreglos de corriente de proceso, sus cargas de calor y sus áreas estimadas. El costo reportado por este problema relajado es un límite inferior de la solución final y del costo real de esta particular combinación de arreglos de corrientes de proceso, cargas de calor y áreas estimadas. El costo real es evaluado al resolver el problema de asignación (4.48), el cual también produce las asignaciones arreglo-intercambiador.

Un procedimiento iterativo de solución puede ser construido con el problema relajado y la formulación (4.48). Resolviendo el problema relajado se produce un límite inferior de la solución final, mientras que (4.48) provee de un límite superior.

El procedimiento es ayudado por la edición de divisiones enteras al problema relajado en cada iteración, las cuales eliminarán todas las combinaciones de arreglos de corrientes de proceso identificadas en iteraciones previas. En consecuencia, en cada nueva iteración, el problema relajado será forzado a identificar nuevas combinaciones de arreglos de corrientes de proceso. El procedimiento iterativo es finalizado cuando el límite inferior suministrado por el problema relajado iguala o excede al límite superior suministrado por (4.48).

Por lo tanto, un algoritmo factible de solución es:

- a) Resolver el problema MILP relajado para obtener arreglos de corrientes de proceso, cargas de calor y áreas de arreglos. Igualar el valor de la función objetivo del MILP al valor del límite inferior del óptimo, obtenido en este paso.
- b) Determinar el costo total y las parejas intercambiador-arreglo al resolver el problema de asignación (4.48). Igualar el costo total al valor del límite superior del óptimo estimado en este paso.
- c) Si el límite inferior del paso (a) es mayor o igual que el límite superior del paso (b), se finaliza. De no ser así adicionar una división entera a la formulación MILP relajada y regresar al paso (a).

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

- ✓ En el método de Cerda y Westerberg, en su fase inicial es considerado el problema de mínimo uso de servicios, el cual es resuelto por medio de un modelo de transporte de programación lineal (LP), la segunda fase determina el mínimo número de unidades requeridas, así como el los mínimos servicios, esto se logra por medio de un programa mixto-entero lineal (MILP), la estructura final de la red de recuperación de calor es derivada a menudo a mano. Lamentablemente este método no puede garantizar el mínimo costo de la red pero se obtienen soluciones cercanas a la óptima. Otra desventaja del método, es que debido al gran tamaño del modelo de transporte dificulta el poder conectarlo con un sistema más complejo para la síntesis de sistemas totales de procesamiento químico.
- ✓ En el método de Papouliás y Grossmann, se propone el modelo de transbordo de programación lineal (LP), la versión de programación lineal (LP) es empleada para predecir el costo mínimo de servicios. La versión mixta-entera (MILP) produce redes con el mínimo número de unidades, además al resolver el problema mixto-entero se obtiene información sobre el conjunto de arreglos que deben tomar lugar y la cantidad de calor que debe ser intercambiada en cada arreglo (distribución de cargas de calor). La ventaja de estos modelos es que su solución es relativamente fácil comparado con el modelo de transporte de Cerda y Westerberg, por ejemplo, para un problema con 20 corrientes de proceso, 3 servicios de calentamiento, uno de enfriamiento y 23 intervalos de temperatura: el modelo de transporte produce 280 variables y 46 renglones, mientras que el modelo de transbordo produce 26 variables y 23 renglones. de hecho el modelo de transbordo para el problema de mínimo costo de servicios es tan eficiente que se emplea con ciertas modificaciones en la mayoría de las formulaciones actuales. Una gran ventaja del método es que fácilmente puede ser conectado a otro modelo mixto-entero (MILP), para la síntesis de sistemas totales de procesamiento químico.

✓ El Método de Ciric, Floudas y Grossmann es en esencia igual al propuesto por Pappoulias y Grossmann, ya que utiliza su modelo lineal (LP) para la determinación del consumo mínimo de servicios y los puntos de pliegue que sirven para dividir el rango de temperatura de las corrientes en subredes. También emplea el modelo mixto-entero (MILP) para el cálculo del mínimo número de arreglos para cada subred. La importancia de este método estriba en que por primera vez se propone una superestructura para cada subred, la cual se formula como un problema de programación no lineal (NLP), el cual tiene como objetivo minimizar los costos de inversión de los intercambiadores de calor. La solución de este problema no lineal suministra automáticamente para cada subred una configuración de red de intercambio de calor con las apropiadas conexiones de corriente para los intercambiadores y también sus flujos y temperaturas.

✓ El método de Ciric y Floudas ofrece un procedimiento de solución para un problema de rediseño óptimo de redes de intercambio de calor existentes (Retrofit). Esta formulación caracteriza tres electos principales:

1. Cada asignación posible arreglo-intercambiador es considerada.
2. El uso de área de intercambio de calor existente es optimizada basándose en un estimado del área requerida de un arreglo. Como todas las posibles asignaciones arreglo-intercambiador están contenidas dentro del modelo, el uso de área de intercambio de calor existente puede ser optimizado al mover un intercambiador de un arreglo a otro.
3. Los costos por reentubado son modelados explícitamente al dividir las asignaciones arreglo-intercambiador en seis categorías de modificación estructural.

Estos elementos permiten la formulación matemática para identificar los arreglos de las corrientes de proceso, las cargas de calor y las asignaciones arreglo-intercambiador de la red mejorada al nivel de arreglos, desde el costo de reentubado de corrientes y el costo de área de intercambio de calor adicional.

Podemos concluir que los métodos algorítmicos para la síntesis de redes de intercambio de calor se dividen principalmente en tres pasos:

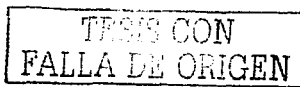
- 1) Se resuelve un modelo de programación lineal (LP) para determinar los puntos de pliegue y el mínimo consumo de servicios.
- 2) Se resuelve un modelo de programación mixta-entera lineal (MILP) para determinar el mínimo número de intercambiadores de calor en la red.
- 3) Se resuelve un modelo de programación no lineal (NLP) para obtener una red óptima, la cual proporcione el mínimo costo de operación así como el mínimo costo de inversión.

El resultado de esto por así decirlo, es una aproximación secuencial (LP, MILP y NLP) para la síntesis de la red de intercambio de calor. Para el caso de métodos de mejoramiento de una red existente la aproximación secuencial sufre una modificación, primero se emplea un modelo de programación lineal (LP) y por último se emplea un modelo mixto-entero (MILP) o uno mixto entero no lineal (MINLP), dependiendo del método que se use.

La recomendación para posteriores trabajos es revisar la evolución de la síntesis de redes de intercambio de calor, estas estrategias de solución manejan modelos simultáneos de programación mixta entera no lineal (MINLP), ver a Yee, Grossmann y Kravanja (1990), Ciric y Floudas (1991), Quesada y Grossmann (1993) Zamora y Grossmann (1997), Kravanja y Glavič (1997). La motivación para el surgimiento de estos métodos son las limitaciones de la aproximación secuencial, relacionadas con el hecho de que las distribuciones de cargas de calor fueron seleccionadas sin considerar el área de transferencia de calor en las redes correspondientes. Sin embargo, existen severos problemas numéricos relacionados con estos modelos MINLP, debido a las no convexidades (óptimos locales) y a la explosión combinatoria, es decir, en la actualidad es virtualmente imposible resolver problemas con más de 20 corrientes de proceso, de hecho aún para problemas de 10 a 15 corrientes de proceso es difícil resolverlos sin la ayuda de supercomputadoras.

Bibliografía

- Bazaraa M. S., Jarvis J.J., Linear Programming and Network Flows., John Wiley & Sons., New York, 1977.
- Cena V., Mustacchi C., Natali F., Synthesis of heat exchanger networks: a non-iterative approach. Chem. Engng. Sci. 32, 1227-1231(1977).
- Cerda J., Westerberg A. W., Mason D., Linnhoff B., Minimum utility usage in heat exchanger network synthesis. Chem. Engng. Sci. 38(3), 373-387(1983).
- Cerda J., Westerberg A. W., Synthesizing heat exchanger networks having restricted stream/stream matches using transportation problem formulations. Chem. Engng. Sci. 38(10), 1723-1740(1983).
- Chang C.T., Chu K.K., Hwang J.R., Application of the generalized stream structure in heat synthesis. Comp. & Chem. Engng. 18(4), 345-368(1994).
- Ciric A. R., Floudas C. A., A mixed integer nonlinear programming model for retrofitting heat-exchanger networks. Ind. Eng. Chem. Res. 29(2), 239-251(1990).
- Ciric A.R., Floudas C. A., A retrofit approach for heat exchanger networks. Comp. & Chem. Engng. 13(6), 703-715(1989).
- Ciric A.R., Floudas C. A., Application of the simultaneous match-network optimization approach to the pseudo-pinch problem. Comp. & Chem. Engng. 14(3), 241-250(1990).
- Ciric A.R., Floudas C. A., Heat exchanger network synthesis without decomposition. Comp. & Chem. Engng. 15(6), 385-396(1991).

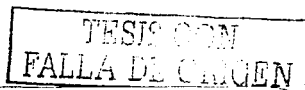


- Duran M. A., Grossmann I.E., A mixed- integer nonlinear programming algorithm for process systems synthesis. *Aiche Journal* 32(4), 592-606(1986).
- Duran M. A., Grossmann I.E., Simultaneous optimization and heat integration of chemical processes. *Aiche Journal* 32(1), 123-138(1986).
- Duran Peña M. A., A mixed-integer nonlinear programming approach for the systematic synthesis of engineering systems. University Microfilms International. 1984.
- Floudas C. A., Grossmann I. E., Automatic generation of multiperiod heat exchanger network configurations. *Comp. & Chem. Engng.*, 11(2), 123-142(1987).
- Floudas C. A., Grossmann I. E., Synthesis of flexible heat exchanger networks for multiperiod operation. *Comp. & Chem. Engng.*, 10(2), 153-168(1986).
- Floudas C.A. , Ciric A.R., Aggarwal A., Global optimum search for nonconvex NLP and MINLP problems. *Comp. & Chem. Engng.* 13(10), 1117-1132(1989).
- Floudas C.A. , Ciric A.R., Strategies for overcoming uncertainties in heat exchanger network synthesis. *Comp. & Chem. Engng.* 13(10), 1133-1152(1989).
- Floudas C.A. , Ciric A.R.,Grossmann I.E. Automatic synthesis of optimum heat exchanger network configurations. *Aiche Journal* 32(2), 276-290(1986).
- Flower R. J., Linnhoff B. . Thermodynamic analysis in the design of process networks. *Comp. & Chem Engng.* 3, 283-291(1979).
- Grimes L. E. , Rychener M. D., Westerberg A. W., The synthesis and evolution of networks of heat exchange that feature the minimum number of units. *Chem. Eng. Commun.* 14, 339-360(1982).

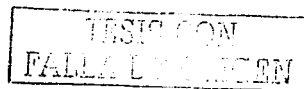
- Grossmann I. E., Sargent R. W. H., Optimum design of heat exchanger networks. *Comp. & Chem. Engng.* 2(1), 1-7(1978).
- Grossmann Ignacio E., Mixed-integer programming approach for the synthesis of integrated process flowsheets. *Comp. & Chem. Engng.* 9(5), 463-482(1985).
- Gundersen T., Grossmann I.E., Improved optimization strategies for automated heat exchanger network synthesis through physical insights. *Comp. & Chem. Engng.* 14(9), 925-944(1990).
- Gundersen T., Naess L., The synthesis of cost optimal heat exchanger networks. *Comp. & Chem. Engng.* 12(6), 503-530(1988).
- Gundersen T., Traedal P., Hashemi-Ahmady A., Improved sequential strategy for the synthesis of near-optimal heat exchanger networks. *Comp. & Chem. Engng.* 21(suppl.), S59-S64(1997).
- Hillier F.S., Lieberman G.J., *Introduction to operations research.*, McGraw-Hill Publishing Company, New York, 1990.
- Jauffred M.F.J., Moreno B.A. y Acosta F.J.J., *Métodos de optimización: Programación lineal-Gráficas..Representaciones y servicios de ingeniería.* S.A., México, 1971.
- Jezowski J., Friedler F., A simple approach for maximum heat recovery calculations. *Chem. Engng. Sci.* 47(6), 1481-1494(1992).
- Kesler M.G., Parker R.O., Optimal networks of heat exchange. *Chemical Engineering Progress Symposium series* 65(92), 111-120(1969).
- Kobayashi S., Ichikawa A., Nishida N., Optimal synthesis of heat exchange systems necessary conditions for minimum heat transfer area and their application to systems synthesis. *Chem. Engng. Sci.* 26, 1841-1856(1971).

- Kobayashi S., Ichikawa A., Umeda T., Synthesis of optimal heat exchange systems- an approach by the optimal assignment problem in linear programming. Chem. Engng. Sci. 26, 1367-1380(1971).
- Kern D. Q., Process Heat Transfer. , McGraw-Hill Book Company, New York, 1950.
- Kocis G.R., Grossmann I.E., A modeling and decomposition strategy for the MINLP optimization of process flowsheets. Comp. & Chem. Engng. 13(7), 797-819(1989).
- Kocis G.R., Grossmann I.E., Global optimization of nonconvex Mixed-integer nonlinear programming (MINLP) problems in process synthesis. Ind. Eng. Chem. Res. 27(8), 1407-1421(1988).
- Kocis G.R., Grossmann I.E., Relaxation strategy for the structural optimization of process flowsheet. Ind. Eng. Chem. Res. 26(9), 1869-1880(1987).
- Kravanja Z, Glavic P., Cost targeting for hen through simultaneous optimization approach: a unified pinch technology and mathematical programming design of large hen. Comp. & Chem. Engng. 21(8), 833-853(1997).
- Kreith F., Principles of heat transfer.. International Textbook Company, Pennsylvania, 1968.
- Lakshmanan R., Bañares alcántara R., A novel visualization tool for heat exchanger network retrofit. Ind. Eng. Chem. Res. 35(12), 4507-4522(1996).
- Linnhoff B, Et. al. . A user guide on process integration for the efficient use of energy.. The Institution of Chemical Engineers.. August 1984.
- Linnhoff B., Flower R.L., Synthesis of heat exchanger networks: I. Systematic generation of energy optimal networks. Aiche Journal 24(4), 633-642(1978).

- Linnhoff B., Flower R.L., Synthesis of heat exchanger networks: II. Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality. *Aiche Journal* 24(4), 642-654(1978).
- Linnhoff B., Hindmarsh E. The pinch design method for heat exchanger networks., *Chem. Engng. Sci.* 38(5), 745-763(1983).
- Linnhoff B., Hindmarsh E. The pinch design method for heat exchanger networks., I. *Chem. E. Symposium Series*. 74. 67-97(1982).
- Linnhoff B., Mason D. R., Wardle I., understanding heat exchanger networks. *Comp. & Chem. Engng.* 3, 295-302(1979).
- Linnhoff B., Polley G. T., General process improvements through pinch technology., *Chem. Engng. Progress*, June, 51-56(1988).
- Linnhoff B., Tjoe N. T., Using pinch technology for process retrofit., *Chemical Engineering*, April, 47-60(1986).
- Linnhoff B., Turner J.A., Heat-recovery networks: New insights yield big savings., *Chemical Engineering*, November, 56-70(1981).
- Linnhoff B., Vredeveld R. D., Pinch technology has come of age., *Chem. Engng. Progress*, July, 33-40(1984).
- Necati Özişik M., Basic heat transfer., McGraw-Hill Book Company., New York., 1977.
- Papoulias S. A., Grossmann I. E., A structural optimization approach in process synthesis: I.- Utility systems. *Comp. & Chem. Engng.* 7(6), 695-706(1983).
- Papoulias S. A., Grossmann I. E., A structural optimization approach in process synthesis: II.- Heat recovery networks. *Comp. & Chem. Engng.* 7(6), 707-721(1983).



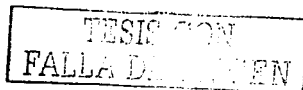
- Papoulias S. A., Grossmann I. E., A structural optimization approach in process synthesis: III.- Total processing systems. *Comp. & Chem. Engng.* 7(6), 723-734(1983).
- Papoulias, Soterios A., Studies in the optimal synthesis of chemical processing and energy systems., University Microfilms International., 1982.
- Prawda J., Métodos y modelos de investigación de operaciones: Modelos Determinísticos., LIMUSA., México, 1976.
- Quesada I., Grossmann I.E., Global optimization algorithm for heat exchanger networks. *Ind. Eng. Chem. Res.* 32(3), 487-499(1993).
- Rein Luus, Optimization of heat exchanger networks. *Ind. Eng. Chem. Res.* 32(11), 2633-2635(1993).
- Smith G., Patel A., Step by step through the pinch. *The Chemical Engineer*, November, 26-31(1987).
- Viswanatan M., Evans L.B., Studies in the heat integration of chemical process plants., *Aiche Journal*, 33(11), 1781-1790(1987).
- Westerberg A. W., Hutchison H. P., Motard R. L., Winter P., *Process Flowsheeting.*, Cambridge University Press., 1979.
- Yee T. F., Grossmann I. E. and Kravanja Z. Simultaneous optimization models for heat integration- I. Area and energy targeting and modeling of multi-stream exchangers. *Comp. & Chem. Engng.* 14(10), 1151-1164(1990).
- Yee T. F. and Grossmann I. E. Simultaneous optimization models for heat integration- II. Heat exchanger network synthesis. *Comp. & Chem. Engng.* 14(10), 1165-1184(1990).



Yee T. F., Grossmann I. E. and Kravanja Z. Simultaneous optimization models for heat integration- III. Process and heat exchanger network optimization. *Comp. & Chem. Engng.* 14(10), 1151-1164(1990).

Yee T. F. and Grossmann I. E., A screening and optimization approach for the retrofit of heat exchanger networks. *Ind. Eng. Chem. Res.* 30(1), 146-162(1991).

Zamora J.M., Grossmann I.E., A comprehensive global optimization approach for the synthesis of heat exchanger networks with no stream splits. *Comp. & Chem. Engng.* 21(suppl), S65-S70(1997).



APÉNDICE A.

El problema lineal de optimización.

La programación lineal se propone resolver el problema siguiente:

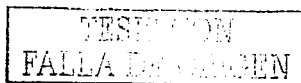
$$\begin{aligned} \text{Optimizar} \quad & z = c_1 x_1 + c_2 x_2 + \dots + c_n x_n \\ \text{sujeto a :} \quad & a_{11} x_1 + a_{12} x_2 + \dots + a_{1n} x_n \quad \mathbf{T} \quad b_1 \\ & a_{21} x_1 + a_{22} x_2 + \dots + a_{2n} x_n \quad \mathbf{T} \quad b_2 \\ & \text{-----} \\ & a_{m1} x_1 + a_{m2} x_2 + \dots + a_{mn} x_n \quad \mathbf{T} \quad b_m \\ & x_j \geq 0, \forall j \end{aligned}$$

A.1

que condensadamente resulta:

$$\begin{aligned} \text{Optimizar} \quad & z = \sum_{j=1}^n c_j x_j \\ \text{sujeto a :} \quad & \sum_{j=1}^n a_{ij} x_j \quad \mathbf{T} \quad b_i \\ & x_j \geq 0 \\ & i = 1, \dots, m \\ & j = 1, \dots, n \end{aligned}$$

A.1



En A.1 se distinguen las siguientes matrices:

$$c = [c_1, c_2, \dots, c_n] ; \quad x = \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ \dots \\ x_n \end{bmatrix} ; \quad A = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & \dots & a_{1n} \\ a_{21} & a_{22} & \dots & a_{2n} \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ a_{m1} & a_{m2} & \dots & a_{mn} \end{bmatrix} ; \quad b = \begin{bmatrix} b_1 \\ b_2 \\ \dots \\ b_n \end{bmatrix}$$

De donde resulta:

Optimizar $z = c \cdot x$
sujeto a :

$$A \cdot x \leq b \\ x \geq 0$$

A.1

En donde por optimizar se entiende maximizar o minimizar la función z . T representa a uno cualquiera de los símbolos $\leq, =, \geq$. Se llamará función objetivo el producto de $c \cdot x$ que se intenta optimizar. Por su parte $A \cdot x \leq b, x \geq 0$ constituyen las restricciones al problema. En particular x son las incógnitas cuya determinación constituye la solución al problema.

Mediante variables de holgura es posible reducir el sistema $A \cdot x \leq b$ al $A \cdot x = b$, en lo que sigue se hará referencia sólo a éste último. Se ha visto que una solución factible para $A \cdot x = b$ debe cumplir con $x \geq 0$. Se entenderá por solución factible óptima aquella factible que maximice o minimice a $c \cdot x$.

Para resolver el problema planteado por la programación lineal se dispone del teorema fundamental que establece:

"Si existe solución factible óptima, existe una solución básica factible a $A \cdot x = b$ que es óptima"

Usando el teorema anterior la solución óptima se encontrará directamente calculando todas las soluciones básicas factibles para $A \cdot x = b$, obteniendo para cada una de ellas

el valor "z" de la función objetivo; aquella que proporcione el mejor resultado (máximo en un problema de maximización o mínimo en caso contrario) será la óptima factible.

EL MÉTODO SIMPLEX

Dantzig et al han ideado un método simple que partiendo de una solución básica factible procede a determinar otras soluciones básicas factibles hasta encontrar la óptima. Puesto que inicia el método de una solución básica factible y encuentra otras, en esencia el método consistirá en determinar una base inicial e ir la cambiando hasta obtener la óptima, siempre bajo la condición $x_j \geq 0 \quad \forall j$.

Con objeto de no tener que calcular todas las soluciones básicas factibles, es indispensable disponer de un criterio que permita definir cual es el vector x_j que en cada etapa debe pasar a formar parte de la base y cual es el que la debe abandonar. Para seleccionar el vector que debe entrar se hará uso de la función objetivo, entrará, en cada etapa, aquel x_j que suministre con su entrada el mayor incremento positivo para z. Para definir el vector que debe dejar la base, se usa el criterio de seleccionar aquel que implica el cociente mínimo con objeto de que no altere el signo de las que ya se encuentran en la en la base, y lograr que la nueva solución básica sea también factible.

Se estudiará en detalle el criterio para seleccionar el vector que entrará a formar parte de la base.

Sea el problema:

$$\text{Max } z = c_1 x_1 + c_2 x_2 + \dots + c_n x_n + a_{0,n+1} x_{n+1} + a_{0,n+2} x_{n+2} + \dots + a_{0,n+m} x_{n+m}$$

sueto a :

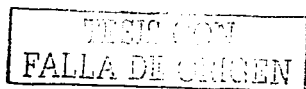
$$a_{11} x_1 + a_{12} x_2 + \dots + a_{1n} x_n + x_{n+1} = b_1$$

$$a_{21} x_1 + a_{22} x_2 + \dots + a_{2n} x_n + x_{n+2} = b_2$$

$$a_{m1} x_1 + a_{m2} x_2 + \dots + a_{mn} x_n + x_{n+m} = b_m$$

$$x_j \geq 0 \quad \forall j$$

A.2



abreviadamente:

$$\text{Max } z = \sum_{j=1}^n c_j x_j + \sum_{i=1}^m a_{0,n+i} x_{n+i}$$

sujeto a :

$$\sum_{j=1}^n a_{ij} x_j + x_{n+i} = b_i$$

$$x_j \geq 0 \quad \forall j$$

$$i = 1, \dots, m$$

$$j = 1, \dots, n$$

A.2

puesto que las variables básicas son las x_{n+i} , $i = 1, \dots, m$ se despejaron estas últimas en cada una de las restricciones:

$$x_{n+i} = b_i - \sum_{j=1}^n a_{ij} x_j \quad i = 1, \dots, m$$

de donde = resulta:

$$z = \sum_{j=1}^n c_j x_j + \sum_{i=1}^m a_{0,n+i} \left(b_i - \sum_{j=1}^n a_{ij} x_j \right)$$

$$= \sum_{j=1}^n c_j x_j + \sum_{i=1}^m a_{0,n+i} b_i - \sum_{i=1}^m \sum_{j=1}^n a_{0,n+i} a_{ij} x_j$$

$$= \sum_{i=1}^m a_{0,n+i} b_i - \sum_{j=1}^n \left(\sum_{i=1}^m a_{0,n+i} a_{ij} - c_j \right) x_j$$

haciendo

$$z_0 = \sum_{i=1}^m a_{0,n+i} b_i \quad ; \quad z_j = \sum_{i=1}^m a_{0,n+i} a_{ij}$$

se obtiene:

$$z = z_0 + \sum_{j=1}^n [-(z_j - c_j) x_j]$$

El vector que entra en la base es aquel cuyo coeficiente $-(z_j - c_j)$ sea mayor, lográndose así el mayor incremento para z_0 . Luego la columna j es seleccionada de entre las que tienen signo negativo y será la de mayor valor absoluto. De no existir alguna de signo negativo no habrá incremento para z_0 . En cada una de las etapas se aplicará este criterio, sustituyendo b_i por a_{i0} , a_{ij} por y_{ij} .

Los teoremas en que se basa el método son:

- a) "Dada una solución básica factible $x_B = B^{-1}b'$ al conjunto de restricciones $\bar{A}x = b'$, para un problema de programación lineal con $z_B = c_B x_B$ como valor de la función objetivo para la solución considerada. Si para cualquier columna a_j en \bar{A} , pero no en B , se tiene $(z_j - c_j) \leq 0$, y al menos un $y_{ij} > 0$, es posible obtener una nueva solución básica factible sustituyendo una de las columnas de B con a_j y el nuevo valor de la función objetivo \hat{z} satisface que $\hat{z} \geq z$. En particular si la solución básica factible no es degenerada $\hat{z} > z$. Análogamente si para alguna a_j en \bar{A} pero no en B se tiene $(z_j - c_j) \geq 0$ y al menos un $y_{ij} > 0$, es posible obtener una nueva solución básica factible sustituyendo una columna de B por a_j : la \hat{z} satisface $\hat{z} \leq z$.
- b) Dada una solución básica factible para un problema de programación lineal. Si para esta solución existe una columna a_j que no esta en B para la cual $(z_j - c_j) < 0$ y $y_{ij} \leq 0 \quad \forall i$: existe una solución factible en la que $m - 1$ variables son distintas de cero y el valor de la función objetivo es arbitrariamente grande. En tal caso, el problema tiene una solución no acotada si se intenta maximizar la función objetivo.

- c) Si existe una solución básica factible óptima para un problema de programación lineal y para un a_j que no está en B , $(z_j - c_j) = 0$ con $y_{ij} \leq 0 \quad \forall i$ entonces

$$\sum_{i=1}^m (x_{Bi} - \theta a_{ij}) b_i + \theta a_j = b, \quad \theta > 0$$

es también una solución óptima".

Ejemplificando:

$$\text{Max } z = 2X_1 + 3X_2$$

sujeto a:

$$-X_1 + X_2 \leq 1$$

$$X_1 + 2X_2 \leq 11$$

$$3X_1 + X_2 \leq 18$$

$$X_j \geq 0 \quad \forall j$$

usando variables de holgura:

$$\text{Max } z = 2X_1 + 3X_2 + 0X_3 + 0X_4 + 0X_5$$

sujeto a:

$$-X_1 + X_2 + X_3 = 1$$

$$X_1 + 2X_2 + X_4 = 11$$

$$3X_1 + X_2 + X_5 = 18$$

$$X_j \geq 0 \quad \forall j$$

Empleando el arreglo tabular:

θ	v.b.	b	X_1	X_2	X_3	X_4	X_5
1	X_3	1	-1	1*	1		
5.5	X_4	11	1	2		1	
18	X_5	18	3	1			1
	$Z_j - C_j$		-2	-3			
-	X_2	1	-1	1	1		
3	X_4	9	3*		-2	1	
4.25	X_5	17	4		-1		1
	$Z_j - C_j$	3	-5		3		
12	X_2	4		1	0.33	0.33	
-	X_1	3	1		-0.67	0.33	
2.98	X_5	5			1.67*	-1.33	1
	$Z_j - C_j$	18			-0.33	1.67	
	X_2	3		1		0.60	-0.20
	X_1	5	1			-0.20	0.40
	X_3	3			1	-0.80	0.60
	$Z_j - C_j$	19				1.40	0.20

$X_1 = 5$, $X_2 = 3$ y $z = 19$.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

En el ejemplo anterior se ha agregado el renglón $z_j - c_j$ en cada una de las etapas con el fin de usar el criterio antes expuesto. Puesto que se parte de una solución factible básica, no es necesario agregar variables artificiales y emplear la fase I para eliminarlas, directamente.

En general, un problema en el que la función objetivo es proporcional a una cualquiera de las restricciones activas, ofrecerá soluciones alternas. Regularmente se parte de una solución factible obtenida al igualar a cero todas las variables legítimas. Sin embargo, esto no siempre conduce a una solución factible. En estos casos Dantzig y Orden han propuesto un método que permite introducir variables artificiales y eliminarlas antes de proceder a cambiar de base para determinar mejores soluciones básicas factibles. Se tienen así dos fases, la primera concluye cuando se logra la primera solución factible eliminando las variables artificiales o evidencia de que no es posible lograrlo. La segunda concluye cuando se obtiene la solución óptima, acotada o no, o cuando se determina que no es posible obtenerla.

El método de Dantzig-Orden establece una función objetivo artificial z^{**} en donde todas las variables legítimas y de holgura tienen coeficiente cero. Las variables artificiales previamente agregadas a las restricciones, poseen coeficiente unitario negativo. Al terminar la primera fase $z_j^{**} - c_j^{**} = 0$, o bien, $z_j^{**} - c_j^{**} > 0$ y en la base aparecen vectores artificiales a nivel positivo, en cuyo caso el problema planteado no tiene solución factible. Puede ocurrir que al terminar la fase I, $z_j^{**} - c_j^{**} \geq 0$ y no aparecen vectores artificiales, en cuyo caso se habrá obtenido una solución básica factible al problema original. Por último, si $z_j^{**} - c_j^{**} \geq 0$ y aparecen vectores artificiales a nivel cero, se tiene una solución básica al problema original, pero puede haber redundancia en las restricciones planteadas.

Ejemplificando:

$$\text{Max } z = 3X_1 + 3X_2 + X_3$$

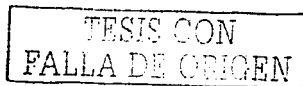
sujeto a:

$$2X_1 + 3X_2 + X_3 = 18$$

$$X_1 + 3X_2 + 2X_3 \leq 30$$

$$2X_1 + 2X_2 + X_3 \leq 36$$

$$X_j \geq 0 \quad \forall j$$



usando variables de holgura:

$$\text{Max } z = 3X_1 + 3X_2 + X_3 + 0X_4 + 0X_5$$

sujeto a:

$$2X_1 + 3X_2 + X_3 = 18$$

$$X_1 + 3X_2 + 2X_3 + X_4 = 30$$

$$2X_1 + 2X_2 + X_3 + X_5 = 36$$

$$X_j \geq 0 \quad \forall j$$

Empleando el arreglo tabular:

θ	v.b.	b	X_1	X_2	X_3	X_4	X_5
6	.	18	2	3*	1		
10	X_4	30	1	3	2	1	
18	X_5	36	2	2	1		1
	$Z_j - C_j$	-18	-2	-3	-1		
	$Z_j - C_j$		-3	-3	-1		
9	X_2	6	0.67*	1	0.33		
-	X_4	12	-1		1	1	
36	X_5	24	0.67		0.33		1
	$Z_j - C_j$
	$Z_j - C_j$	18	-1		.		
	X_1	9	1	1.5	0.5		
	X_4	21		1.5	1.5	1	
	X_5	18		-1	.		1
	$Z_j - C_j$	27		1.5	0.5		

$$X_1 = 9, X_2 = 0, X_3 = 0, z = 27$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Considérese ahora la función $f(x_1, x_2, \dots, x_n)$, y sea f_m el mínimo absoluto de la función en su región de definición. Se tiene:

$$f_m - f \leq 0 \quad (\text{definición mínima})$$

Multiplicando miembro a miembro por -1 :

$$-f_m - (-f) \geq 0$$

Pero

$$-f_m = \max[-f]$$

para los puntos de la región considerada, luego:

$$\min f = f_m = -(-f_m) = -\max(-f)$$

"El mínimo de una función $f(x_1, x_2, \dots, x_n)$ para un conjunto de puntos en su región de definición es el negativo del máximo de la función $-f$. El mínimo de f y el máximo de $-f$ ocurren en el mismo punto".

Es posible usar la propiedad anterior para calcular el mínimo. El criterio ya expuesto se aplicará a la función objetivo cambiada de signo. Puesto que la región factible en los problemas de minimización no comprende, en general, al origen, se hace necesario para la aplicación del simplex, usar las dos fases con el criterio de Orden.

$$\text{Max } z = 3X_1 + 3X_2 + X_3$$

sujeto a:

$$2X_1 + 3X_2 + X_3 = 18$$

$$X_1 + 3X_2 + 2X_3 \leq 30$$

$$2X_1 + 2X_2 + X_3 \leq 36$$

$$X_j \geq 0 \quad \forall j$$

usando variables de holgura:

$$\text{Max } z = 3X_1 + 3X_2 + X_3 + 0X_4 + 0X_5$$

sujeo a:

$$2X_1 + 3X_2 + X_3 = 18$$

$$X_1 + 3X_2 + 2X_3 + X_4 = 30$$

$$2X_1 + 2X_2 + X_3 + X_5 = 36$$

$$X_j \geq 0 \quad \forall j$$

Empleando el arreglo tabular:

θ	v.b.	b	X_1	X_2	X_3	X_4
2	.	6	3*	1	-1	
4	.	4	1	1		-1
	$Z_j - C_j$	-10	-4	-2	1	1
	$-(Z_j - C_j)$		2	3		
6	X_1	2	1	0.33	-0.33	
3	.	2		0.67*	0.33	-1
	$Z_j - C_j$	-2		-0.67	-0.33	1
	$-(Z_j - C_j)$	-4		2.33	0.67	
-	X_1	1	1		-0.5	0.5
6	X_2	3		1	0.5*	-1.5
	$Z_j - C_j$
	$-(Z_j - C_j)$	-11			-0.5	3.5
	X_1	4	1	1		-1
	X_3	6		2	1	-3
	$-(Z_j - C_j)$	8		1		2

$$X_1 = 4, X_2 = 0, Z = 8$$

En el caso de existir un empate entre los valores mínimos de 0, esto es, en caso de no estar únicamente determinado el vector que debe abandonar la base se acudirá al método de las perturbaciones de Charnes (Hadley). Entonces, para los renglones en que ha ocurrido el empate se acude a sustituir el vector \bar{b} por el vector de la base cuya i es menor, si ocurre un nuevo empate se ocurre al siguiente en la base etc. Habiendo logrado un 0 único se aplicará el método en la forma usual. De esta manera se resuelve el caso degenerado evitando caer en el reciclaje al que podría conducir una mala selección del vector que abandona la base.

$$\text{Max } z = 5X_1 + 4X_2 + 6X_3$$

sujeto a:

$$2X_1 + 3X_2 + X_3 \leq 10$$

$$X_1 + 2X_2 + 3X_3 \leq 6$$

$$3X_1 + X_2 + 4X_3 \leq 8$$

$$X_j \leq 0, \forall j$$

usando variables de holgura :

$$\text{Max } z = 5X_1 + 4X_2 + 6X_3 + 0X_4 + 0X_5 + 0X_6$$

sujeto a:

$$2X_1 + 3X_2 + X_3 + X_4 = 10$$

$$X_1 + 2X_2 + 3X_3 + X_5 = 6$$

$$3X_1 + X_2 + 4X_3 + X_6 = 8$$

$$X_j \leq 0, \forall j$$

tabularmente:

θ	v.b.	b	X_4	X_5	X_6	X_1	X_2	X_3
10	X_4	10	1			2	3	1
2	X_5	6		1		1	2	3
2	X_6	8			1	3	1	4*
	$z_j - c_j$					-5	-4	-6
2.9	X_4	8	1		-0.25	1.25	2.75	
0	X_5	0		1	-0.75	-1.25	1.25*	
8	X_3	2			0.25	0.75	0.25	1
	$z_j - c_j$	12			1.5	-0.5	-2.5	
2	X_4	8	1	-2.2	1.4	4		
	X_2	0		0.8	-0.6	-1	1	
2	X_3	2		-0.2	0.4	1*		1
	$z_j - c_j$	12		2		-3		
	X_4	0	1	-1.4	-0.2			-4
	X_2	2		0.6	-0.2		1	1
	X_1	2		-0.2	0.4	1		1
	$z_j - c_j$	18		1.4	1.2			3

$$X_1=2, \quad X_2=2, \quad X_3=0 \text{ y } z = 18$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

APÉNDICE B.

INTERCAMBIADORES DE CALOR.

Un intercambiador de calor es un dispositivo que efectúa la transferencia del calor de un fluido a otro. El tipo más sencillo de intercambiador de calor es un recipiente en el cual se mezclan directamente un fluido caliente y otro frío. En tal sistema ambos fluidos alcanzan la misma temperatura final, y la cantidad de calor transferida puede calcularse igualando la energía perdida por el fluido más caliente con la energía ganada por el fluido más frío. Los calentadores abiertos de agua potable, enfriadores, y los inyectores de condensación, son ejemplos de equipos de transferencia de calor que emplea la mezcla directa de fluidos. Sin embargo, son más comunes los intercambiadores de calor en los cuales un fluido está separado del otro por una pared o división, a través de la cual fluye el calor. A este tipo de intercambiadores se les llama recuperadores.

La mayoría de estos intercambiadores de calor pueden ser clasificados en base a los patrones de flujo de los fluidos de los intercambiadores. Los cuatro tipos más comunes de patrones de flujo son mostrados en la figura B.1. En la figura B.1a se muestra el arreglo de flujo en paralelo, en este los fluidos caliente y frío entran en un extremo del intercambiador de calor, fluyen a través de él en la misma dirección y salen juntos en el otro extremo. En el arreglo a contracorriente mostrado en la figura B.1b, los fluidos caliente y frío entran en los extremos opuestos del intercambiador de calor y fluyen a través de él en direcciones opuestas. En el arreglo de flujo cruzado de un solo paso mostrado en la figura B.1c, un fluido se mueve a través del intercambiador de calor en ángulo recto con respecto al patrón de flujo del otro fluido. En la unidad de flujo cruzado multipaso mostrada en la figura B.1d, una corriente de fluido va y viene de aquí para allá a través del patrón de flujo de la otra corriente de fluido.

Existen muchas modalidades de tales equipos, desde un doble tubo concéntrico (un tubo dentro de otro) con una superficie de transferencia de calor pequeña, hasta complicados condensadores de superficie y evaporadores con áreas de miles de pies cuadrados para la transferencia de calor. Entre estos extremos hay un extenso surtido de Intercambiadores de Tubos y Coraza los cuales consisten esencialmente de tubos redondos montados en una coraza cilíndrica con sus ejes paralelos al de la coraza, comúnmente los intercambiadores de calor líquido-líquido caen en este grupo y en algunos casos los intercambiadores de calor

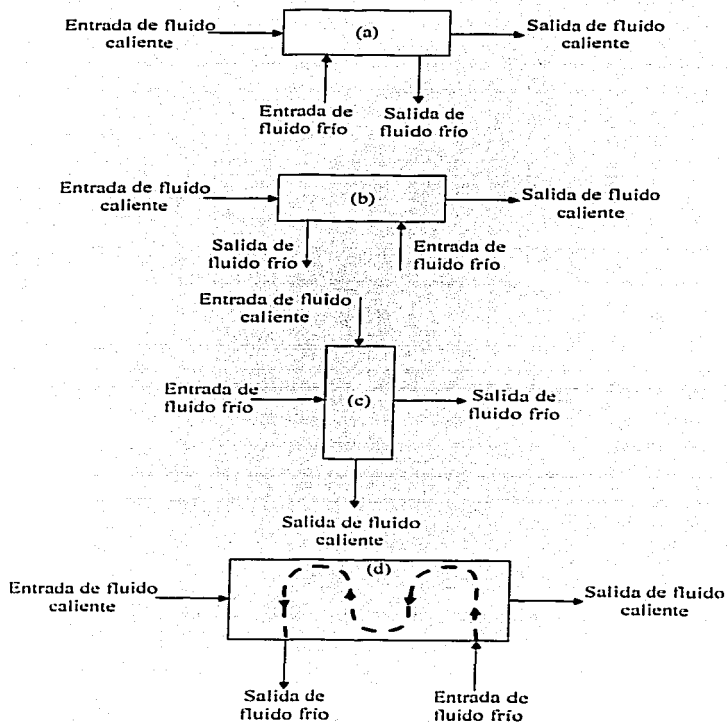


Figura B.1. Tipos de configuración de patrones de flujo a través de intercambiadores de calor. (a) flujo en paralelo, (b) contraflujo, (c) flujo cruzado de un paso y (d) flujo cruzado multipaso.

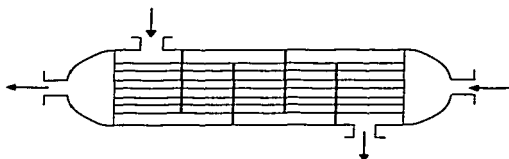
gas-gas son del tipo tubos y coraza. Estas unidades se usan ampliamente, porque pueden construirse con grandes superficies de transferencia de calor en un volumen relativamente pequeño, pueden fabricarse de aleaciones resistentes a la corrosión, y son idóneos para calentar, enfriar, evaporar o condensar toda clase de fluidos. En la figura B.2 se muestran algunas configuraciones de flujo mas comúnmente usadas en intercambiadores de calor de tubos y coraza líquido-líquido. En este tipo de intercambiadores de calor, la caída de presión permisible de la corriente del lado de los tubos, es el mayor limitante en la determinación del número de pasos de flujo que se elija para el lado de los tubos.

El diseño completo de un intercambiador de calor, puede descomponerse en tres fases principales:

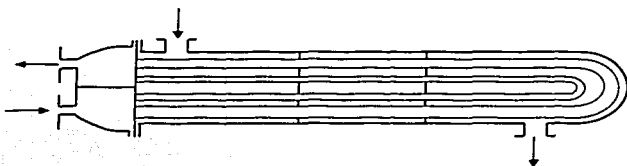
- 1.) El análisis térmico.
- 2.) El diseño mecánico
- 3.) El diseño para su construcción.

El análisis térmico se ocupa primordialmente de determinar el área de superficie necesaria para transferir calor a una velocidad específica a determinados niveles dados de flujo y temperatura de los fluidos. El diseño mecánico obliga a considerar las temperaturas y presiones de operación, las características de corrosión de uno o ambos fluidos, las expansiones térmicas relativas y los esfuerzos térmicos que la acompañan y la relación del intercambiador de calor con otro equipo que intervenga. En cuanto al diseño para su fabricación exige traducir las características y dimensiones físicas a una unidad que pueda construirse a bajo costo. Es preciso hacer la selección de materiales, acabados y cubiertas, elegir el dispositivo mecánico óptimo, y especificar los procedimientos de fabricación.

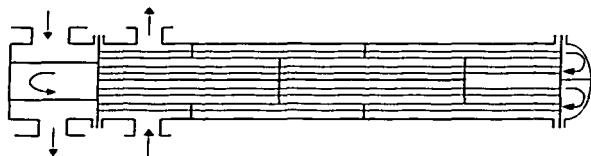
Para obtener máxima economía, la mayoría de los fabricantes han adoptado líneas estándar de cambiadores de calor. Las normas establecen los diámetros de los tubos y los dominios de la presión, además de promover el uso de modelos procedimientos de fabricación estándar: sin embargo, la estandarización no significa que estos mecanismos puedan fabricarse de modelo y tipo uniformes, porque las necesidades de servicio varían demasiado. Casi todo intercambiador requiere cierto grado de diseño técnico especial, pero si las condiciones del servicio lo permiten, el empleo de intercambiadores construidos con líneas estándar economiza dinero. Por lo tanto, a menudo se pide al ingeniero encargado de instalar intercambiadores en plantas de potencia, y en equipos de proceso, que seleccione la uni-



(a) Flujo a contracorriente, un solo paso por los tubos y un paso por el lado de la coraza.



(b) Flujo axial simple por el lado de la coraza con tubos en "U" y mampara con orificios anulares.



(c) Cuatro pasos por el lado de los tubos y dos pasos por el lado de la coraza.

Figura B.2. Arreglos típicos de flujo para intercambiadores de calor de tubos y coraza.

dad cambiadora de calor adecuada para una aplicación en particular. La selección exige efectuar un análisis térmico, para determinar si una unidad estándar, de geometría y tamaño específicos, puede satisfacer los requerimientos de calentamiento o enfriamiento de un fluido dado a una velocidad especificada. En este tipo de análisis, el costo inicial debe equilibrarse con factores tales como la vida útil del equipo, facilidad de limpieza y espacio que ocupa.

DIFERENCIA MEDIA DE TEMPERATURA.

Generalmente las temperaturas de los fluidos en un intercambiador de calor no son constantes, sino que varían de un punto a otro a medida que el calor pasa del fluido más caliente al más frío. Aun para la resistencia térmica constante, la velocidad del flujo de calor variará a lo largo de la trayectoria de los intercambiadores, porque su valor depende de la diferencia de temperatura entre los fluidos caliente y frío en la sección de la que se trate. En las figuras B.3a, b, c y d se ilustran las variaciones de la temperatura que pueden ocurrir en cualquiera de los fluidos, o en ambos, dentro de un cambiador simple de tubos y coraza. Las distancias entre las líneas son proporcionales a las diferencias de temperatura entre los dos fluidos.

La figura B.3a ilustra el caso de un vapor que se condensa a una temperatura constante, mientras el otro fluido se está calentando. La figura B.3b representa el caso de un líquido que se está evaporando a temperatura constante, mientras el calor fluye de un fluido más caliente cuya temperatura decrece conforme este pasa a través del intercambiador de calor. Para ambos casos, no importa la dirección del flujo de cualquiera de los fluidos, y el medio a temperatura constante también puede estar en reposo. La figura B.3c representan las condiciones que prevalecen en un intercambiador de flujo paralelo y la figura B.3d se aplica al intercambiador en contracorriente. En los dos últimos casos no ocurre cambio de fase. Una inspección de la figura B.3e, muestra que no importa cuan largo sea el intercambiador, la temperatura de salida del fluido más frío jamás podrá alcanzar la temperatura de salida del fluido más caliente. Para el intercambiador en contracorriente, en cambio, la temperatura final del fluido más frío puede exceder la temperatura de salida del fluido más caliente, puesto que existe un gradiente favorable de temperatura a todo lo largo del cambiador de

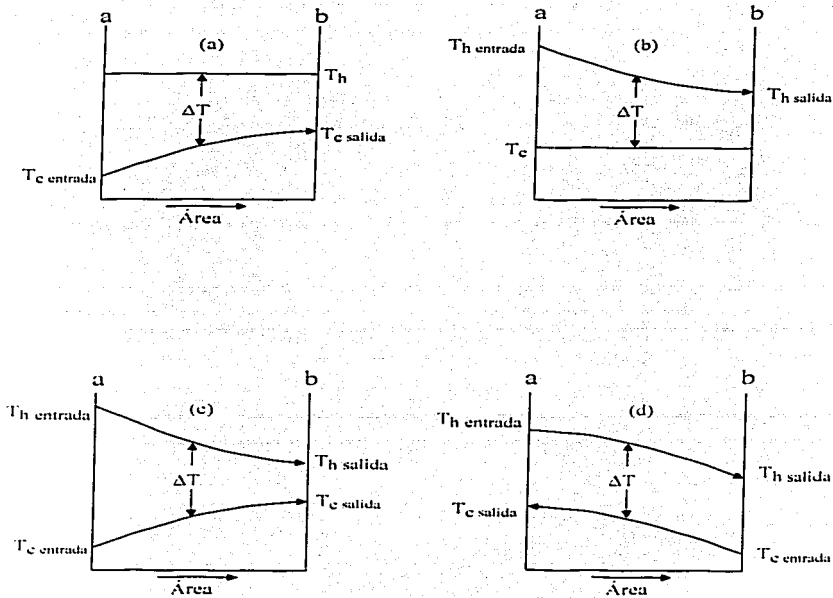


Figura B.3. Distribuciones de temperatura para intercambiadores de tubos y coraza.
 (a) Condensador de un solo paso. (b) Evaporador de un solo paso. (c) Flujo paralelo de un solo paso. (d) Flujo a contracorriente de un solo paso.

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

calor. Otra ventaja del dispositivo en contracorriente es que, para una velocidad dada del flujo de calor, se necesita menos área de superficie que para el flujo en paralelo.

La velocidad de transferencia de calor dQ desde el fluido caliente al fluido frío, a través de un área elemental dA esta dada por la ecuación:

$$dQ = U \, dA \, \Delta T \quad \text{B.1}$$

Debe integrarse sobre el área de transferencia de calor de A , a lo largo de toda la longitud del intercambiador, donde:

U = es el coeficiente global de transferencia de calor entre dos fluidos.

$\Delta T = T_h - T_c$ es la diferencia de temperatura local entre los fluidos caliente y frío en la posición L desde la entrada.

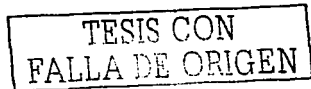
Para la derivación de la diferencia de temperatura entre los dos fluidos en contracorriente, se deben hacer las siguientes suposiciones:

- 1.) El coeficiente global de transferencia de calor U es constante en toda la trayectoria.
- 2.) El flujo másico por unidad de tiempo de fluido es constante, obedeciendo los requerimientos del estado estacionario.
- 3.) El calor específico es constante sobre toda la trayectoria.
- 4.) No hay cambios parciales de fase en el sistema. La derivación es aplicable para cambios en el calor sensible y cuando la vaporización o condensación es isotérmica en toda la trayectoria.
- 5.) Las pérdidas de calor son despreciables.

En base a las suposiciones y omitiendo el desarrollo matemático el cual puede ser consultado en Necati Ozisik(1977), obtenemos:

$$Q = U \, A \, \text{LMTD}$$

B.2



donde:

$$LMTD = \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln \left(\frac{\Delta T_a}{\Delta T_b} \right)} \quad B.3$$

LMTD = es la media logarítmica de la diferencia de temperatura total.

$$\Delta T_a = T_{h \text{ entrada}} - T_{c \text{ salida}}$$

$$\Delta T_b = T_{h \text{ salida}} - T_{c \text{ entrada}}$$

En la práctica, el uso de la media logarítmica de la temperatura es solo una aproximación, ya que por lo general U no es constante. Pero en el trabajo de diseño, la conductancia total suele evaluarse en una sección media, generalmente en el punto medio entre los extremos, y se maneja como una constante.

En el caso de cambiadores de calor más complejos, tales como los de tubos y coraza con varios pasos en los tubos o en la región anular y con cambiadores de flujo transversal que tienen flujo mezclado y flujo sin mezclar, la derivación matemática de una expresión para la diferencia media de temperatura se vuelve sumamente compleja.

El procedimiento usual es simplemente modificar la LMTD por medio de factores de corrección que se pueden encontrar en forma de gráficas como en la referencia Kern D.Q.(1965).

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN