

115  
2e



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**SÍNTESIS DE REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR**

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

**I N G E N I E R O Q U Í M I C O**

**P R E S E N T A :**

**JUAN ENRIQUE ZARATE CASTAÑEDA**

MEXICO, D. F.

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

1991



Universidad Nacional  
Autónoma de México



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

<b>1</b>	<b>Introducción y objetivos</b>	<b>1</b>
<b>2</b>	<b>Generalidades</b>	
2.1	Diseño de procesos	6
2.2	Síntesis de procesos	21
2.3	Redes de Intercambio de calor.	33
<b>3</b>	<b>Metodología de diseño para la síntesis de redes de Intercambio de calor</b>	
3.1	Tecnología del pinch.	53
<b>4</b>	<b>Aplicaciones</b>	
4.1	Tren precalentador de crudo	84
4.2	Planta de aromaticos	99
<b>5</b>	<b>Análisis de resultados y conclusiones</b>	<b>108</b>
<b>6</b>	<b>Bibliografía</b>	<b>111</b>
<b>7</b>	<b>Apéndice</b>	<b>121</b>

---

# 1 INTRODUCCION Y OBJETIVOS

---

## 1.- INTRODUCCION

Durante los últimos diez años el diseño sistemático de los procesos químicos, comúnmente llamado "Síntesis de Procesos", ha recibido una gran atención en la literatura de Ingeniería Química. Una parte del diseño de procesos, 'la red de intercambio de calor', ha sido sometida a un mayor esfuerzo de investigación, con la ayuda de una serie de problemas simples utilizados como ejemplos, los cuales son referidos como: 4SP1, 4SP2, etc. Al examinar los procedimientos de ingeniería en el diseño de los procesos se pueden distinguir diversas jerarquías.

La primera de estas jerarquizaciones es el diseño de las partes más internas de los procesos (reactores, separadores, etc.). Esta es seguida por el diseño del sistema de recuperación de calor de los procesos, para que finalmente, el diseñador dirija su atención hacia el diseño de los servicios.

En años recientes se ha desarrollado un nuevo método en el diseño de procesos la Tecnología Pinch, la cual se basa fundamentalmente en el análisis termodinámico de los procesos. Esta no sólo hace posible la determinación del nivel óptimo de recuperación de energía para los procesos, sino que virtualmente garantiza un diseño, alcanzando dicho nivel de recuperación, el cual se puede obtener para un capital de inversión mínimo.

Las redes industriales de intercambio de calor son de particular importancia debido al papel que juegan en los procesos de recuperación de calor. Por lo que, una gran parte de las actividades en la investigación de síntesis de procesos, se han sido dirigidas hacia la síntesis de redes de intercambio de calor.

En esencia, la tarea de síntesis de redes de intercambio de calor, consiste en encontrar una secuencia factible de intercambio de calor, en la cual pares de corrientes son apareadas de tal forma que la red resultante sea óptima, juzgandola desde el punto de vista de los costos totales. Las dificultades en la síntesis se derivan del número extremadamente grande de posibles combinaciones de las corrientes.

La síntesis de redes de intercambio de calor, es el campo más estudiado en la síntesis de procesos, llegando a establecer métodos sistemáticos de síntesis. El incremento en el costo de la energía durante la década de los setentas e inicio de los ochentas, ha sido la mayor fuerza impulsora en el ahorro de energía y por tanto el creciente desarrollo en la síntesis de las redes de recuperación de calor. Sin embargo, el énfasis ha cambiado de la energía óptima (mínima) hacia las redes con costos óptimos. Los métodos anteriormente desarrollados pueden determinar el balance apropiado entre los costos de inversión y los costos de operación para cualquier precio (incluyendo factores regionales como la temperatura del agua de enfriamiento, etc.) al frente del diseño. No obstante, todos los problemas todavía no han sido resueltos y una importante investigación es aún dirigida hacia las tres áreas de la síntesis de redes de intercambio de calor, las cuales son: objetivos, síntesis y optimización.

El progreso efectuado en este problema de síntesis ha sido notable, con una aceptación industrial imprevista. Esto probablemente se deba al hecho de que la síntesis de redes de intercambio de calor es el problema de síntesis que mejor se ha comprendido, es complejo, no es predominante y los incentivos económicos han sido muy serios.

### *La Tecnología Pinch*

El trabajo pionero del uso de la tecnología pinch se dirigió hacia los *objetivos de energía* y el reconocimiento de la existencia del *pinch*. La aplicación en proyectos industriales dieron como resultado significantes ahorros, aún a pesar de que la energía fue la consideración primaria. Trabajos recientes incorporan objetivo en los costos de capital tan bien como los objetivos de energía conduciendo hacia grandes salvamentos (ahorros).

El origen de la tecnología pinch ha sido el diseño de redes de intercambio de calor. Sin embargo, su desarrollo se ha extendido hacia la combinación de sistemas de calor y potencia, esquemas de separación, integración de columnas de destilación y el diseño de procesos en general. El resultado es una herramienta general para los procesos de

ingeniería, la cual se ha aplicado comercialmente con gran éxito a procesos continuos y no continuos (batch) en diversas industrias como la del petróleo, productos químicos en general, petroquímicos, pulpa y papel, alimenticia, cementera, acerera, farmacéutica y de fibras.

## **OBJETIVOS.**

El objetivo de este trabajo es el de desarrollar una metodología de diseño para la síntesis de redes de intercambio de calor, para resaltar la importancia que se le debe dar al Método de Diseño Pinch dentro de la síntesis de procesos, como una técnica la cual no sólo es útil en la síntesis de redes de intercambio de calor (HENS) para la determinación de la red de intercambio óptima y el establecimiento de los servicios mínimos (calentamiento y enfriamiento), sino que también se puede usar como una herramienta con la cual es posible modificar un proceso determinado, y lograr una recuperación de energía con una mínima inversión.

Por esto se tiene como un segundo objetivo el aplicar el Método de Diseño Pinch en dos casos reales, un tren precalentador de crudo y una planta de aromáticos, para demostrar la utilidad del Método de Diseño Pinch en la optimización de los procesos. En este caso aplicándolo a dos redes industriales las cuales se encuentran en operación.

---

## 2 GENERALIDADES

---

## 2.1.- DISEÑO DE PROCESOS.

El surgimiento de la computación como una herramienta en el diseño de los procesos químicos, a llegado a constituirse durante los últimos veinticinco años como una parte fundamental dentro de la Ingeniería Química. En la actualidad, un mayor número de plantas químicas y petroquímicas serán construidas, no antes de primero haber realizado la simulación del proceso en una computadora mediante el empleo de modelos matemáticos.

Para definir a este nuevo campo dentro de la Ingeniería Química (la ayuda que la computación ofrece en la simulación y diseño de procesos). Se le dio el nombre de "Sistema Simulador de Procesos".

Westerberg(1979) define a un Sistema Simulador de Procesos como "el uso de la computación como un apoyo para la evaluación de los regímenes permanentes de calor y masa, cálculo del tamaño y costos de los equipos involucrados en un determinado proceso". Otra definición más clara de lo que es un sistema de simulación de procesos; es cuando se considera a cualquier sistema de programas de computación que acepta información acerca del proceso como acceso al mismo y realiza los análisis que son útiles en el desarrollo, diseño y operación del proceso.

Dentro de estos análisis indispensables en el desarrollo, diseño y operación, se incluyen aquellos que en la actualidad son utilizados rutinariamente: balances de calor y masa, dimensiones del equipo, estimación de costos y evaluación económica del proyecto.

Otros tipos de análisis que llegarán a tener una mayor importancia en el futuro incluyen:

- 1.- La simulación dinámica: para estudios del funcionamiento de sistema de control del proceso, arranque, paro, operación bajo emergencia, etc.
- 2.- Optimización: optimización de los subsistemas y del proceso por completo.
- 3.- Síntesis del proceso: particularmente enfocado en subsistemas como la integración de energía, determinación de la secuencia de separación y control del diseño.

- 4.- Programación y secuenciación de operaciones tipo batch: envolviendo para ésto la simulación y los algoritmos determinísticos.
- 5.- Análisis de la eficiencia de la energía: Basado en la segunda ley de la termodinámica.
- 6.- Análisis de seguridad y confiabilidad: Con énfasis en la operabiidad del proceso y determinación de probables factores en las corrientes.

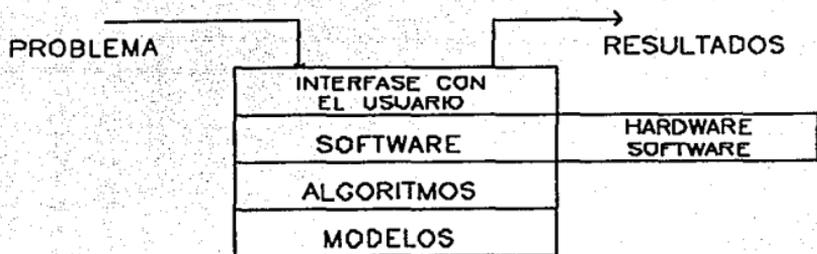
Todos estos tipos de análisis están basados en un apropiado modelo matemático, derivado de la información proveniente del diagrama de flujo del proceso.

### **Elementos de un sistema de computación como ayuda en la resolución de problemas.**

Los elementos esenciales de cualquier sistema de computación a gran escala como una ayuda en el análisis de ingeniería son: los modelos, los algoritmos, el software y la interfase con el usuario. Este sistema se puede ver como una estructura construida a base de bloques, donde cada uno de los bloques que componen la estructura corresponden a los diferentes elementos que componen un sistema simulador de procesos figura 2.1.1.

Los **modelos** son el fundamento de cualquier sistema y forman la base del análisis. Los modelos de un proceso químico usados en los sistemas de simulación de procesos, son todas aquellas relaciones matemáticas derivadas de las leyes de conservación, ecuaciones de rapidez, relaciones de propiedades físicas, condiciones de interrelación y restricciones de diseño y control. Los modelos matemáticos toman la forma de ecuaciones algebraicas y diferenciales para la descripción del proceso. El requerimiento más importante con el que debe cumplir un modelo matemático, es el de ser apto para ser usado en términos de precisión, nivel de detalle, validez y generalidad.

El siguiente bloque en la construcción del sistema simulador de procesos, es el de los **algoritmos**, el cual junto con los modelos producirán los resultados requeridos. Los



**FIGURA 2.1.1.** Construcción en bloques de un sistema de computación como una ayuda en el análisis de Ingeniería.

algoritmos resuelven los problemas matemáticos generados por los modelos. El tipo de problema matemático que puede ser resuelto depende del interés en el tipo de análisis, pueden ser incluidos la solución de ecuaciones diferenciales y algebraicas y programación no lineal. Entre los requerimientos que un buen algoritmo debe cumplir es el de ser poderoso, eficiente en términos de ejecución y almacenamiento, limpio y elegante.

El siguiente bloque al de los algoritmos es el **software**. El software incluye cualquier requerimiento para la implementación del algoritmo en una computadora en particular y un sistema operativo. Dentro de la categoría de software se encuentran; los programas y sistemas de arquitectura, los lenguajes de programación, las bases de datos y los sistemas de documentación. Los requerimientos con los que un buen software debe cumplir; es el ser fácil de comprender, fácil de sostener y modificar y posible de transportar.

Finalmente, el bloque superior de la estructura es el de la **interfase con el usuario**. Este bloque incluye el lenguaje acceso por medio del cual el usuario describe el problema, los informes con los resultados, la documentación por medio de la cual se

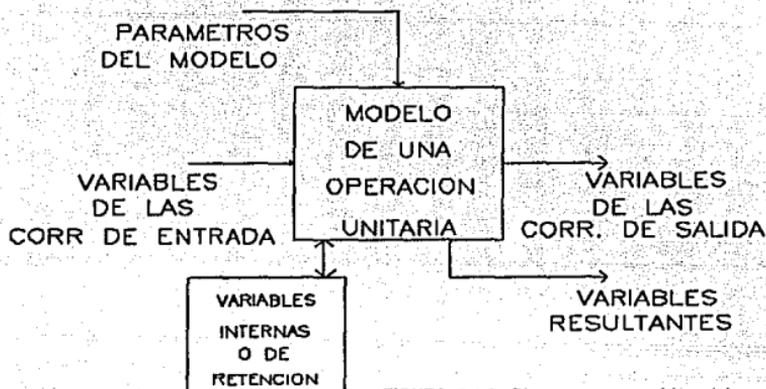


FIGURA 2.1.2. Diagrama esquemático del modelo de una operación unitaria.

explica al usuario como se usa el sistema y los protocolos para la interacción con otros programas y sistemas. Una buena interfase con el usuario debe aceptar el acceso de información de la forma más natural como sea posible así como la presentación más general de los resultados.

A continuación se revisarán cada una de estas cuatro áreas para determinar; ¿cuáles han sido los avances y resultados más importantes?

### Modelos

El corazón de un sistema de simulación de procesos son los modelos de las operaciones unitarias, figura 2.1.2. Los modelos proveen de una serie de relaciones algebraicas no lineales de la forma:

$$\text{variables de salida} = f(\text{variables de entrada})$$

Las variables alimentadas, son las variables de las corrientes de entrada y los parámetros del modelo (las variables requieren especificar el funcionamiento de la operación unitaria). Las variables de salida, son las variables de las corrientes de salida, funcionamiento y tamaño de los resultados. (tal como la potencia requerida para una bomba o el servicio

de calentamiento para un calentador) y variables internas o de retención (estaciones internas de temperatura, composición y valores de la relación de equilibrio líquido-vapor "K" en una columna de destilación). Estas variables internas, son valores intermedios que no se requieren para el diagrama de flujo del proceso, pero se pueden almacenar para usarse como valores iniciales en una segunda iteración si la unidad está dentro de una recirculación.

En el cálculo secuencial del diagrama de flujo los modelos de las operaciones unitarias son implementados como subrutinas que calculan las variables de las corrientes de salida en función de las variables de las corrientes de entrada y los parámetros del modelo.

Funcionalmente el modelo de una operación unitaria puede ser expresado como:

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

donde  $u$  = vector de parámetros del modelo

$x$  = variables de las corrientes de entrada.

$y$  = variables de las corrientes de salida.

$z$  = variables internas (de retención).

$r$  = variables resultantes.

El número de ecuaciones es igual a la suma del número de las variables en las corrientes de salida, las variables internas y las variables resultantes. El número de grados de libertad es igual al número total de parámetros del modelo y de variables de las corrientes de entrada. El número total de ecuaciones es por lo general mucho más grande que el número de grados de libertad, debido a que hay un número verdaderamente grande de variables internas. En una columna de destilación por ejemplo todas las estaciones intermedias de temperatura, composiciones, entalpías, valores de K, densidades, etc. son variables internas.

Hay muchas combinaciones posibles de los parámetros del modelo que pueden ser usadas para especificar una operación unitaria. Por ejemplo si consideramos el intercambiador de calor a contracorriente que se muestra en la figura 2.1.3. Se presentan

tres formas diferentes de especificación. En la primera, uno puede especificar el coeficiente global de transferencia de calor y el área de transferencia. Dando las dos corrientes de entrada, esto determina por completo las dos corrientes de salida. La segunda forma en la cual se puede especificar el intercambiador, es la especificación del coeficiente global de transferencia de calor y el acercamiento de temperatura. La tercera posibilidad es especificar el coeficiente global y el servicio de calentamiento. Cualquiera de las tres especificaciones permitirá una convergencia en el diagrama de flujo. La primera de las formas de especificación conduce a una apreciación del cálculo, puesto que describe un intercambiador de calor existente. La segunda y tercera especificaciones, podrían ser más convenientes para el diseño del proceso, puesto que los requerimientos para la operación del intercambiador y el tamaño del intercambiador, se especifican hasta que los balances de materia y energía convergen.

El efecto de elegir diferentes conjuntos de parámetros del modelo para definir al intercambiador de calor, es el transferir variables entre las categorías de parámetros del modelo y variables resultantes. En el caso 1, el área de transferencia es un parámetro del modelo y el acercamiento mínimo de temperatura y el servicio de calentamiento son variables resultantes. En el caso 2 y 3, el área de transferencia llega a ser una variable

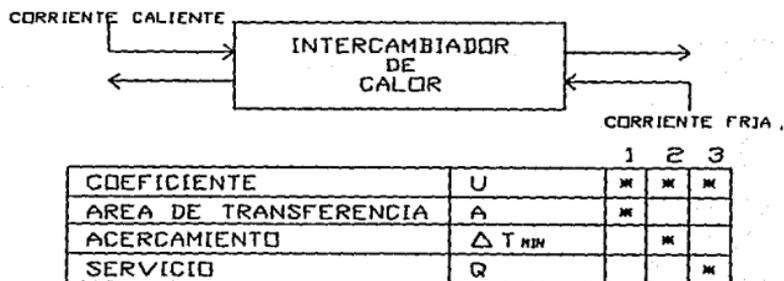


FIGURA 2.1.3. Especificaciones posibles para el modelo de un Intercambiador de calor.

resultante y cualquiera el acercamiento de temperatura o el servicio de calentamiento es un parámetro del modelo. En general, el número total de variables en un modelo de una operación unitaria permanecerá igual para diferentes tipos de especificaciones, pero la clasificación como parámetros del modelo, variables de las corrientes de entrada y salida, variables internas, o variables resultantes cambiarán.

### **Algoritmos**

El problema primario, es la resolución matemática de los regímenes permanentes en la simulación del procesos, siendo una resolución de grandes sistemas de ecuaciones algebraicas no lineales. El punto de inicio para la simulación de los regímenes permanentes es el diagrama de bloque del modelo. Este digrama especifica todas las ecuaciones que se pueden resolver. Hay tres aproximaciones generales que serán propuestas para resolver las ecuaciones: la aproximación modular secuencial, la aproximación ecuaciones orientadas y un aproximación referida a un modulación simultanea ó de "doble enlace". Cada una será descrita a continuación.

#### *Aproximación modular secuencial.*

El término de "modulación secuencial" fue usado por Westerberg (1979) para describir la aproximación que se usa en la actualidad esencialmente en todos los simuladores industriales. En esta aproximación se desarrolla una subrutina de computación para cada tipo de bloque, para así calcular las variables de las corrientes de salida como función de las variables de las corrientes de entrada y los parámetros del bloque. Las rutinas son entonces llamadas, en turno, para la simulación del proceso. Las recirculaciones de las corrientes se dividen y convergen por un proceso iterativo. Los estimados iniciales de las variables de las recirculaciones de las corrientes deben ser provistas por el usuario u omitidas. Las especificaciones (restricciones) también deben resolverse iterativamente.

Para la resolución de un diagrama de flujo por el método de la modulación secuencial

es necesario dividir el diagrama de flujo, seleccionar las divisiones de las corrientes, las anidaciones en la computación y determinación de la secuencia de cómputo.

#### *Métodos con ecuaciones orientadas.*

La idea básica de los métodos de ecuaciones orientadas es simple, se agrupan todas las ecuaciones que describen al diagrama de flujo y después se resuelven como un sistema grande de ecuaciones algebraicas no lineales. Matemáticamente el problema puede ser presentado como:

$$\text{resolver } F(X,U) = 0$$

donde  $X$  = vector de las variables de estado (dependientes)

$U$  = vector de las variables de decisión (independientes)

En las variables de decisión normalmente se incluirían todas las variables del bloque de parámetros y variables de las corrientes de alimentación, mientras que en las variables de estado se incluirán todas las variables de las corrientes intermedias y de productos, variables internas y variables resultantes.

El punto de inicio para los métodos de ecuaciones orientadas es el mismo modelo de bloques usado por el método de modulación secuencial. Sin embargo, en vez de preparar subrutinas que computen variables de producción total como función de las variables de entrada, la simulación con orientación de ecuaciones necesitan procedimientos los cuales generan y representan las ecuaciones para cada bloque. Las ecuaciones pueden entonces ser alimentadas a un sistema de resolución de ecuaciones eficiente.

Alternativamente, en un simulador de resolución de ecuaciones el problema podría ser formulado como un problema de optimización:

$$\text{máximizarse } P(X,U)$$

$$\text{con } F(X,U) = 0$$

más algunos límites adicionales y restricciones impuestas por el mismo problema de optimización. La igualdad obligada  $F(X,U) = 0$  es la misma serie de ecuaciones descritas arriba, pero más que especificar arbitrariamente todas las variables de decisión, estas son seleccionadas para maximizar alguna función objetivo apropiada  $P(X,U)$ . Westerberg (1980) señala que el diseño de el problema es formulado más naturalmente como un problema de optimización.

Ante una mayor limitación a la formulación de los problemas de simulación de procesos como problemas de optimización, se tiene la carencia de la programación de algoritmos no lineales, los cuales se podrían repartir efectivamente con un gran número de igualdades obligadas.

En resumen, los algoritmos de resolución de ecuaciones han sido usados para modelar tipos de equipo en forma individual, para resolver problemas especializados de simulación de procesos envolviendo conjuntos homogéneos de unidades (como columnas de destilación o intercambiadores de calor), y están comenzando a estudiarse en sistemas prototipo para resolver problemas generales de sistemas de simulación de procesos.

#### *Modulación simultánea.*

Aunque los métodos de resolución de ecuaciones ofrecen una convergencia rápida y una formulación natural del diseño de problemas como problemas de optimización, tienen algunas desventajas: necesitan de buenos valores iniciales y cuando hay un error y el cálculo no converge es difícil para el usuario diagnosticar el problema.

Existe otra clase de métodos, denominados como "modulación simultánea o doble enlace", los cuales tienen la capacidad de sobreponer las desventajas de los métodos de resolución de ecuaciones, al mismo tiempo que mantiene muchas de sus ventajas. La idea básica de la aproximación se muestra en la figura 2.1.4 Se utilizan dos tipos de modelos: los rigurosos y los simples. Los modelos rigurosos son los modelos tradicionales de las operaciones unitarias ahora usados en simuladores de modulación secuencial. Sin embargo, se usan para determinar parámetros en modelos simples los

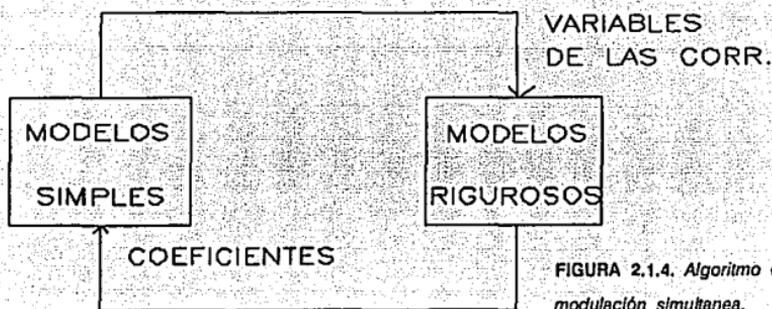


FIGURA 2.1.4. Algoritmo de modulación simultánea.

cuales se representan como ecuaciones. Los modelos simples se resuelven por medio de cualquier técnica eficiente de resolución de ecuaciones, para así determinar todas las variables en las corrientes el cual permite a los modelos rigurosos sean llamados otra vez.

Los modelos simples pueden ser modelos lineales cuyos coeficientes son determinados por alteración numérica de los modelos rigurosos. Alternativamente los modelos simples se pueden aproximar a los modelos de ingeniería, tal como el modelo de Kremser (1930) de un absorbedor o el modelo de Smith-Brinkley (1960) de una columna de destilación. Sin embargo, los modelos simples están en la forma de ecuaciones. Estos tienen más variables internas que los modelos rigurosos. En un modelo aproximado de ingeniería, tal como el modelo de Kremser para un absorbedor, las no linealizaciones son representadas más exactamente que por un modelo lineal. Un modelo aproximado de ingeniería debería representar no linealizaciones dominantes como una función flexible con derivadas analíticas parciales. Esto debería ser mucho más simple que el modelo riguroso y evitar tiempo consumido en el cálculo de propiedades termofísicas. Los modelos simples, ya sean lineales o no lineales, son algunas veces referidos como modelos "reducidos", porque involucra a unas cuantas variables.

La aproximación de doble enlace tradicional a sido llamada *modulación simultánea*, debido a que utiliza los modelos tradicionales de modulación, todavía resultados

simultáneamente para todas las variables de las corrientes. La idea de la aproximación de doble enlace primero fue propuesta por Rosen (1962) con el uso de modelos divididos en fracciones como modelos simples.

## **Software**

El software de los sistemas de simulación de procesos incluye todos los requerimientos para implementar los algoritmos en una computadora en particular y un sistema operativo. Debido a que el costo del hardware de una computadora ha disminuido, los costos del software han llegado a dominar en los costos de un sistema simulador de procesos. Estos costos no solo incluyen el costo de desarrollo, también el costo de mantenimiento, el alza en los precios, y la vida de uso de los sistemas. Las partes que deben ser consideradas para el desarrollo de un buen software incluyen: programas y sistemas de arquitectura, bases de datos, lenguajes de programación, códigos de computación y documentación del sistema.

El problema de desarrollar un buen software para un sistema de simulación de procesos ha recibido muy poca atención por los expertos en el campo del diseño de la ayuda computacional, que tienen los problemas de desarrollar buenos modelos y buenos algoritmos. Afortunadamente, el campo del software de ingeniería ha emergido en la década pasada y aproximaciones sistemáticas están comenzando a desarrollarse para transformar la producción de sistemas de software de un arte a una disciplina tecnológica.

*Aspectos organizacionales del desarrollo de software para sistemas simuladores de procesos.*

Hay cinco etapas en la vida del ciclo de cualquier programa de computación a gran escala: definición, diseño, implementación, prueba y entrega. En un programa de sistemas de simulación de procesos, tal como ASPEN, el tiempo entre definición y en-

trega tomo cerca de siete años.

La primera etapa es la definición de las especificaciones funcionales, o criterios de diseño, la cual dice que hará el sistema. Las especificaciones funcionales responden a preguntas como: ¿Qué modelos de ingeniería deberán ser incluido? ¿Qué tipo de análisis se deberán llevar a cabo? ¿Qué características de interacción con el usuario son importantes? ¿Cuáles son los requerimientos para la interfase con la computadora y el sistema operativo?

Los diseñadores del sistema deben tener una visión de que es lo que hace el sistema. Esto ayuda si las capacidades se implementan en un nuevo sistema habiendo sido demostrado en sistemas ya existentes, o en sistemas prototipo, o en sistemas relacionados con otras aplicaciones. En la etapa de definición es muy importante un exámen de los sistemas y el software.

Es importante establecer un cerrada relación con los últimos usuarios del sistema durante una etapa temprana en la definición del sistema. Esto fue hecho para el proyecto ASPEN, se llenaron cuestionaros por usuarios potenciales para indicar la importancia relativa de las características propuestas por el sistema. Considerables juicios pueden ser ejercidos en interpretación de las respuestas de los usuarios, sin embargo, porque los usuarios no pueden reconocer que se logra realmente. Estos tienden a ser indevidamente conservativos y solo preguntar por lo que es familiar. Estos se resisten a los cambios de los caminos acostumbrados del uso de un sistema o de opiniones acerca del problema. En el desarrollo de un sistema avanzado es necesario a veces proveerlo de una capacidad para que no se presenten dudas del sistema por parte de los usuarios, sin embargo, a juicio de los diseñadores el sistema es completo y representa una mejoría.

Una vez que los requerimientos de el sistema han sido definidos el siguiente paso es el diseño del sistema. El diseño del sistema especifica en detalle como serán cumplidos los requerimientos funcionales. Es en esta etapa en la cual las decisiones deben ser hechas considerando programas y sistemas de arquitectura, bases de datos, sistema

de interfase y la elección del lenguaje de programación. El diseño del sistema es una síntesis del proceso en la cual las alternativas requeridas son consideradas y evaluadas. Una metodología para el diseño del sistema, es conocida como "diseño estructurado" la cual ha sido desarrollada por ingenieros en software. El diseño estructurado es un proceso sistemático de organización de grandes sistemas dentro de subsistemas definiendo los requerimientos de cada subsistema, mostrando el flujo de datos a través del sistema, y definiendo las interfaces entre los subsistemas. El diseño estructurado incluye notación y una terminología para describir el diseño del sistema, técnicas de análisis para la evaluación del diseño, guías de línea para un buen diseño, y un proceso por medio del cual el diseño es sistemáticamente revisado, mejorado y representado en gran detalle. El diseño estructurado es una de las diversas metodologías reportada en la literatura cuyo propósito es hacer códigos y modificaciones fáciles, rápidas y menos costosas por la reducción de complejidad. Aunque las técnicas de diseño estructurado han sido usadas en el desarrollo de sistemas de negocios, éstas son usadas en el proyecto ASPEN apareciendo como la primera aplicación a un sistema grande de ingeniería.

Una vez que el diseño se ha completado da inicio la implementación. La implementación es el proceso de traducir el diseño del sistema en el código de la computadora. Un lenguaje de programación puede ser seleccionado, si éste no se ha hecho ya como parte del diseño del sistema. Para el sistema ASPEN, FORTRAN fué seleccionado como lenguaje de programación, FORTRAN está disponible prácticamente para todas las microcomputadoras y computadoras profesionales conocidas. Desafortunadamente, FORTRAN no es un lenguaje estructurado y es fastidioso para la implementación del listado en el tipo de estructura de datos y para el procesamiento de cuerdas de caracteres. Sin embargo, los principios de programación estructurada pueden ser aplicados con FORTRAN, particularmente si la disciplina está forzada. La unión de las listas estructuradas de datos pueden ser implementadas tratando al libre almacenaje como un único orden largo y referenciando como partidas individuales de datos y conjunto de datos por in-

dicadores. El manejo de las cuerdas de caracteres puede ser aislado del resto del código, y hacerlo de una manera rigurosamente guiada, ésta es el área de mínima portabilidad entre diferentes versiones de FORTRAN y la parte del sistema el cual puede necesitar ser modificado para cada instalación. Nuevos lenguajes, como PL/1, PASCAL, y FORTRAN 77 ofrecen la promesa de un lenguaje mejorado para la implementación de sistemas en ingeniería.

La cuarta etapa la de prueba es una de las etapas más costosas y de más consumo de tiempo en el ciclo de vida de sistema. Para construir con confianza programas de computación a gran escala para los simuladores de procesos (o para cualquier otro propósito), los programas deben ser dignos de confianza, libres de errores, y los usuarios y su administración debe tener confianza en la validez de las respuestas. Los diseñadores prueban cada programa y subsistemas independientemente, ejecutan algunos problemas y consiguen algunos usuarios amigables para probar el sistema.

La etapa final en la vida de un sistema es la fase de entrega en la cual el programa es usado rutinariamente, en una base de producción para resolver problemas reales sin acceso de el equipo diseñador. Las estrategias para mantener y realzar el sistema, para entrenamiento y consulta con los usuarios llegan a ser importantes.

Otro aspecto importante en el desarrollo de un software es el convencimiento de una administración o un gobierno para gestionar fondos para obtener considerables sumas de dinero requeridas para la implementación de un sistema de software grande. Una aproximación típica de uso en la industria ha sido el comenzar en pequeña escala el desarrollo de parte de el sistema, entonces obtener algunos resultados y obtener reservas adicionales para expandir la capacidad de el sistema.

Existe una analogía directa entre el proceso de construir un sistema de software por la aproximación sistemática y la forma en la que construiríamos una casa. Hay un período largo durante el cual los arquitectos e ingenieros preparan los planos para la construcción. Primero hay un período lento de preparación del sitio y de los simientos. Entonces hay un intervalo muy rápido y dramático en el cual las estructuras son

levantadas. Finalmente, hay un período largo para terminar la construcción, pintar y decorar y descubrir los errores de construcción.

## **Interfase con el usuario**

La interfase con el usuario es la ventana por la cual el usuario ve el sistema. Esta incluye el lenguaje de acceso u otros medios con que el usuario describe el problema a el sistema; incluye la salida de información cuando el sistema presenta los resultados. Muchos de los requerimientos de la interfase con el usuario están en conflicto entre si. Esta debería ser poderosa, fácil de usar; flexible, aún fácil de aprender.

El lenguaje de acceso a ASPEN, es un lenguaje muy poderoso y flexible el cual representa el presente, este será utilizado como ejemplo. Las más importantes características del lenguaje de acceso a ASPEN son resumidas a continuación:

- Un formato libre.
- Organizado en párrafos, sentencias y palabras.
- Provee de valores por default dondequiera que es posible.
- El orden del acceso es sin importancia.
- Se provee de una recomendación en la forma de acceso, como ayuda a los usuarios.
- El usuario puede especificar las unidades de acceso y salida, dentro de un párrafo o para un dato.
- La descripción del diagrama de flujo es independiente del esquema de convergencia.
- El usuario puede acceder cualquier variable en el modelo y hacer cualquier transformación por medio de FORTRAN.

## 2.2 SINTESIS DE PROCESOS

### Formulación del problema de síntesis de procesos

La síntesis de un diagrama de flujo de proceso es parte de una tarea más general, que la del diseño de un proceso químico. La figura 2.2.1 describe la interacción entre los cuatro elementos principales en el diseño de un proceso químico, síntesis, análisis, evaluación y optimización (Westerberg 1980,1971).

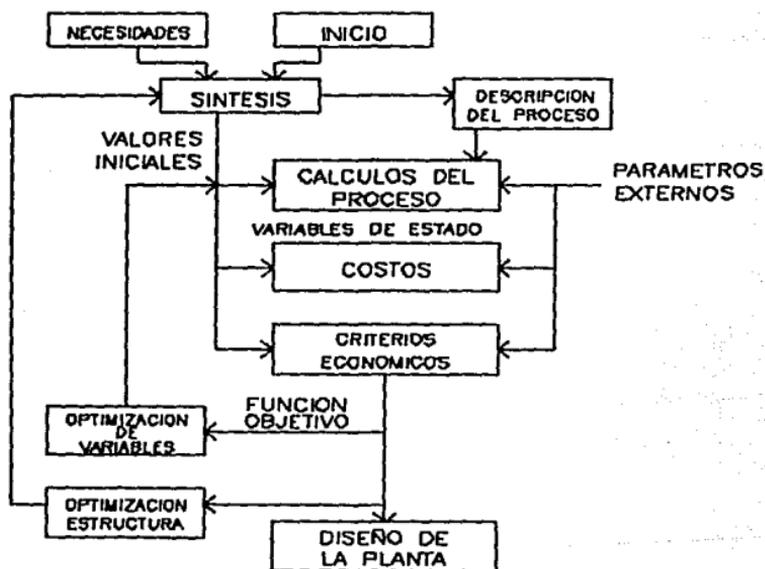


FIGURA 2.2.1. Estructura de las actividades del diseño.

La síntesis es el paso inventivo en el diseño de un proceso (Westerberg 1980), figura 2.2.2. Por lo general se especifica la producción total de un sistema, mientras que las

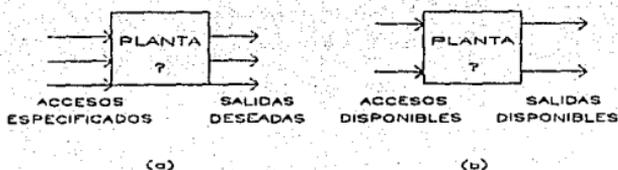


FIGURA 2.2.2. Esquema de un problema de síntesis.

entradas pueden ser especificadas con exactitud (figura 2.2.2a) o ser miembros de un conjunto permitido más grande (figura 2.2.2b). En cada caso el diseñador es llamado para identificar la naturaleza de la caja desconocida (sistema) de tal manera que ciertos objetivos son optimizados. El sistema desconocido (a ser sintetizado) determinará si la naturaleza de las unidades que componen el sistema, y sus especificaciones a lo largo de sus interacciones estructurales están completamente especificadas. En contraste con la síntesis, el análisis de un proceso se muestra en forma esquemática en la figura 2.2.3. En éste, se especifican las variables de entrada y las características del sistema, mientras que se desconoce las variables de salida. Las variables de entradas al sistema no están necesariamente limitadas a los flujos de de los materiales de entrada, pero éstas pueden incluir diversas especificaciones (información del flujo).

La formulación correcta de la síntesis es un paso decisivo. Al respecto Westerberg (1980) comenta, ésta debería ser lo suficientemente abundante para considerar todas las alternativas de interés y lo suficientemente pobre par excluir todas las soluciones obsoletas e inactivas. La forma en la cual el diseñador puede balancear las dos formas anteriores es un arte y el procedimiento de solución desarrollado distinguirá las efectivas de la ineficientes y fastidiosas aproximaciones de síntesis.

Al aproximar la formulación en una manera mas sistemática. Se considera el problema de síntesis como está representado en la figura 2.2.3. Para la formulación matemática

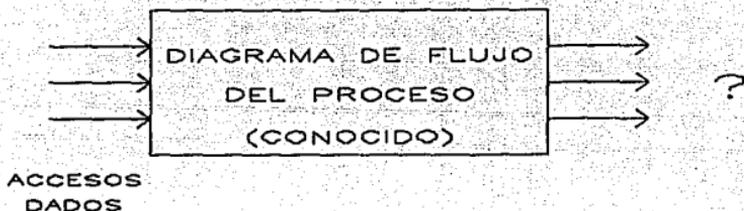


FIGURA 2.2.3. Esquema de análisis.

rigurosa del problema de síntesis, se deben especificar tres partes principales: (i) las funciones objetivo, (ii) el conjunto posible de una alternativa estructural y (iii) el conjunto posible de diseños aceptables para las diversas unidades de operación.

#### *Funciones Objetivo.*

Rápidamente se debe reconocer que el problema de síntesis corresponde a un problema de optimización de objetivos múltiples. El sistema operacional bajo síntesis se requiere para satisfacer diversos objetivos. Predominante en nuestras consideraciones es la economía del proceso. Casi todos los trabajos en síntesis de procesos han considerado el problema como una optimización de objetivo sencillo, el cual corresponde a al índice económico. Es claro que se deben incluir otras consideraciones. Entre éstas las de mayor importancia son: el rango de operación, el control, la seguridad y la confiabilidad del sistema. Es posible una ordenación jerárquica de estos objetivos, pero se debe recalcar cual de todos de entre éstos deben ser considerados. Así, formalmente fijo, el diagrama de flujo del proceso óptimo estará dado por la solución del problema

$$\text{Minimizar } E(X) \quad (2.2.1)$$

donde  $E^T = [F_1, F_2, \dots, F_n]$  es el vector de los índices de rendimiento y  $X$  es el conjunto de diagramas de flujo del proceso alternativos. Así  $X_i \in X$  es un diagrama de flujo del proceso alternativo. Entonces, éste está caracterizado por la correspondiente

estructura  $M_i$  la cual convierte las entradas disponibles en las salidas decididas y los valores de diseño  $D_i$  los cuales caracterizan las unidades en  $M_i$ .

#### *Serie Factible de Alternativas Estructurales.*

Como se menciona anteriormente, una alternativa estructural se define por la naturaleza de las operaciones unitarias y de sus interacciones topológicas. En un intento por resolver el problema de optimización (2.2.1), se decidió que la serie  $X$  de configuraciones alternativas incluye sólo las razonables y no necesariamente todas. Esto es fácil para formular el problema en un manera exhaustiva pero esta solución es predominante. Como reducir el espacio de las alternativas sin excluir algunas atractivas, este es el mayor desafío de un diseñador.

El desarrollo de todas las posibles alternativas estructurales es un problema de alternativas el cual produce la siguiente pregunta:

"¿Cómo generar todos los alternativas los cuales transformen las entradas disponibles en las salidas decididas"? Dichas alternativas deberían seguir sólo a través de estados permisibles a medida que son definidos por el conjunto de operaciones unitarias permitidas (reactores, separadores, redes de energía, etc.) y las interacciones permisibles entre ellas. Considerando la alternativa  $M$ :

$$M_i : S_{\text{entradas}} \text{ -----} > S_{\text{salidas}}$$

donde  $S_{\text{entradas}}$  y  $S_{\text{salidas}}$  son los espacios de las entradas disponibles (materia prima, energía, etc.) y las salidas decididas, respectivamente.

Cada mapeo  $M_i$  se caracteriza por

$$M_i = \{U_i, T_i\}$$

donde  $U_i$  es la serie de operaciones unitarias (reactores, separadores, etc.) y  $T_i$  car-

acteriza la topología de las interacciones de las unidades.

$U_1 \subset U$  = serie de todas unidades de proceso disponibles.

y

$T_1 \subset T$  = serie de topologías de proceso operables.

Sin embargo el concepto de alternativa para generar series de estructurales exhaustivas o parciales, no se limitó a la síntesis de un diagrama de flujo de un proceso completo. Todas las experiencias pasadas indican que el desarrollo de todas las posibles alternativas estructurales no es una tarea difícil asumiendo que todos los posibles tipos de equipos son enumerados. La mayor debilidad es la generación exhaustiva de todas las alternativas estructurales lo cual permite la consideración de un número muy grande de diagramas de flujo de procesos obsoletos, los cuales incrementan las dimensiones del problema de optimización a resolver.

Existen una gran variedad de métodos los cuales han sido propuestos en el pasado para la reducción del espacio de las alternativas estructurales. Estos métodos pueden ser clasificados en tres categorías; (a) algorítmicos, (b) heurísticos, (c) híbridos consideraciones de los algorítmicos y heurísticos.

#### *Serie factible de diseño de unidades de proceso aceptables.*

Cada una de las alternativas estructurales del diagrama de flujo de un proceso contiene varias operaciones unitarias. En el diagrama de flujo del proceso óptimo, las unidades correspondientes han sido optimamente diseñadas. Las series factibles de diseños aceptables están determinadas por un sistema de igualdades y desigualdades, forzadas en las especificaciones de la unidad y un rango permisible de condiciones de operación. Las series factibles de diseños permitidos son generalmente continuas y fáciles de formular. La optimización estructural es la que afectará con un significativo impacto en el valor de la función objetivo, mientras que la optimización continua realiza mejoras marginales. Consecuentemente, una detallada y exhaustiva optimización continua de las unidades del proceso dentro de una estructura fija, no es recomendada. La serie completa del diseño

de las unidades de proceso aceptables pueden ser remplazada por unos cuantos puntos aislados de una serie continua. Esta estrategia ha sido empleada por diversas personas para la síntesis de diagramas de flujo del proceso total o de subproblemas en particular (secuencia de separación, intercambiadores de calor, etc.). En resumen, la exposición formal de la síntesis del diagrama de flujo del proceso óptimo conduce a un problema de optimización de objetivos múltiples con un número entero y continuas variables de decisión. El número entero de decisiones está definido en un espacio de alternativas estructurales las cuales son generadas por un procedimiento de mapeo. Las decisiones continuas están definidas en un espacio continuo determinado por las restricciones impuestas en la especificación de las unidades.

La solución de un problema formal de optimización es una tarea irresistible y no existe confianza en el futuro previsto por su riguroso desarrollo, ninguno es el decidido o recomendado. La complejidad y el alto dimensionamiento del problema es creado por la inclusión de alternativas absolutas y sin valor. El desarrollo de varias aproximaciones durante los últimos diez años intentaron explotar este factor y reducir el espacio de las alternativas.

### **Principios de descomposición y clasificación del problema**

Para la síntesis de un diagrama de flujo de proceso sujeto a las condiciones en los regímenes permanentes, la subsecuente distinción de niveles y su correspondiente problema de síntesis pueden identificarse como: (a) síntesis de mecanismos de reacción, (b) síntesis de redes de reactores, (c) localización de las especies químicas, (d) síntesis de las secuencias de separación y (e) síntesis de redes de intercambio de energía. Cuando se toman en cuenta las dinámicas de un proceso, surgen problemas adicionales de síntesis: (i) síntesis de estructuras de control de proceso (ii) síntesis de sistemas de seguridad.

### *Síntesis de los mecanismos de reacción*

La síntesis de mecanismos de reacción fue iniciada por químicos orgánicos quienes estuvieron interesados en grandes síntesis de moléculas complejas y en caminos más eficientes. Los ingenieros químicos llegan a estar interesados en la falta de energía disponible y materias primas como una duda sería en la eficiencia de las estructuras de producción ya existentes. Mientras que los químicos orgánicos fueron los primeros en interesarse en la síntesis de las alternativas estructurales (secuencia de los pasos de reacción) elementales de la síntesis del problema, los ingenieros químicos se involucraron con la evaluación de las alternativas a la solución práctica del correspondiente problema de optimización.

Se identificaron tres componentes principales de la optimización de objetivos múltiples los cuales constituyen el problema de síntesis de los mecanismos de reacción. Los objetivos típicos son: minimizar los costos de riesgo del sistema de procesamiento resultante; minimizar el número de pasos de reacción requeridos; maximizar conversión en la producción; maximizar el uso de materias primas.

Se han efectuado avances importantes en el desarrollo de procedimientos efectivos para la generación de alternativas estructurales, mecanismos de reacción alternativos. Las diversas estrategias propuestas se pueden dividir en dos categorías: (a) los métodos de bases lógicas los cuales son más recientes y utilizan representaciones rigurosas para la creación de mecanismos de reacción alternativos y (b) los métodos basados en información los cuales usan la experiencia humana acumulada como si estuviera codificada en un gran paquete de computación. Los métodos de bases lógicas permiten previamente la creación de lo desconocido, innovativas secuencias de reacción pero al mismo tiempo generan un gran número de mecanismos de reacción obsoletos. Los métodos basados en información generan secuencias las cuales son consultadas por el diseñador pero carecen de imaginación.

Con respecto al tercer elemento del problema de optimización, el espacio factible y

permitido de las secuencias de reacción, los factores principales considerados son: (i) las condiciones de operación para la factibilidad expresados por los requerimientos de temperatura y presión, (ii) la energía libre ( $\Delta G$ ) y el (iii) la entalpía de reacción ( $\Delta H$ ).

#### **Estrategia de búsqueda.**

Si bien la generación de las diferentes alternativas ha alcanzado altos niveles de formalismo y rigurosidad, la selección de el mejor mecanismo de reacción depende enteramente de métodos heurísticos.

#### *Síntesis de redes en reactores*

Una vez que la serie de reacciones ha sido seleccionada, la pregunta que sigue es: ¿que tipo(s) de reactores serán usados (batch, CSTR, tubular, fluidizado, etc.), cuántos y cómo son?. Los objetivos primarios para tal problema son los siguientes: (a) minimizar los costos de riesgo y (b) maximizar la producción.

Las reglas para el mapeo sistemático de diversas alternativas estructurales van contra de una manipulación deliberada de una mezcla de modelos globales y locales, o de una exhaustiva pero discreta enumeración de un número arbitrario de reactores. Finalmente, el espacio del posibles diseño de reactores es fácilmente determinado para cada problema dado.

#### **Estrategia de búsqueda.**

Casi todos los trabajos en esta área usan búsqueda algorítmica. La síntesis de redes de reactores es todavía una área relativamente virgen e invita a un interesante desarrollo.

#### *Localización de las especies químicas en el diagrama de flujo del proceso.*

Este es un paso muy importante en la síntesis de todos los diagramas de flujo de proceso, puesto que éste determinará la estructura del proceso que será diseñado, los mezcladores, divisiones, recirculaciones y tareas de separación. Durante este paso, el diseñador intenta coordinar las "fuentes" donde las especies se encuentran disponibles y los "receptores" donde son requeridas. El objetivo fundamental es la minimización de

los costos de riesgo de los diagramas de flujo resultantes, pero debido a su compleja y carente información relevante, se han propuesto objetivos secundarios como la dificultad de las separaciones requeridas, la complejidad de las estructuras resultantes, etc.

### *Síntesis de la secuencias de separación*

Esta surge como un subproblema de síntesis durante la localización de las especies en un diagrama de flujo de proceso, para la separación de la alimentación, la separación de los productos, el producto terminado o el tratamiento de los residuos. El problema puede ser definido como:

"Dada un corriente de alimentación de condiciones conocidas (composición, velocidad de flujo, temperatura, presión) sintetizar sistemáticamente un proceso el cual puede aislar los productos deseados de la alimentación, mientras minimiza el costo de riesgo,

$$\text{Minimizar } \sigma = \sum C_i (x_i)$$

donde  $I \in I$  denota una posible unidad de separación;  $C_i$  los costos anuales totales de los separadores  $i$ ;  $I$  es una subserie de  $S$ , donde  $S$  es la serie de todas las posibles configuraciones de separadores las cuales pueden producir los productos deseados;  $x_i$  las variables de diseño de el separador  $i$ ;  $X$  es el espacio de posibles diseños de separadores".

La generación sistemática y formal de todas las secuencias de separación (alternativas estructurales) es algo fácil (si todos los tipos permitibles de separadores han sido especificados) y varias aproximaciones han sido recomendadas en la literatura. Aunque la exhaustiva generación de todas las alternativas estructurales es más bien fácil, la selección de la óptima es muy difícil y varios métodos sugeridos en el pasado se diferenciaron primariamente en la aproximación utilizada para evaluar y proyectar las alternativas.

### **Estrategia de búsqueda.**

Al analizar críticamente las diversas estrategias de búsqueda usadas para la síntesis de las secuencias de separación, se observa lo siguiente:

- Para la síntesis de las secuencias de destilación;
  - muy buenas reglas heurísticas están disponibles, con grandes rangos de aplicabilidad,
  - separaciones desalineadas y configuraciones más complejas no han sido consideradas extensivamente y deberían
  - análisis termodinámico y numérico verifica las reglas heurísticas más comúnmente usadas.
  - extensas búsquedas algorítmicas producirán mejores soluciones.

#### *Síntesis de redes de intercambiadores de calor.*

Este problema surge de la necesidad de lograr las condiciones de operación de los reactores, separadores, etc., o para preparar las condiciones de las corrientes de alimentación, o finalmente los requerimientos finales de las corrientes de productos. El problema puede ser presentado como:

Dada una serie de corrientes calientes a ser enfriadas y otra serie de corrientes frías a ser calentadas una serie de servicios de calentamiento y enfriamiento disponibles, desarrollar una serie de intercambiadores de calor la cual integre los requerimientos de los servicios de calentamiento y enfriamiento, mientras que al mismo tiempo minimice los costos de riesgo  $\sigma$ ,

$$\text{Minimizar } \sigma = \sum C_i (x_i)$$

donde  $i \in I$  denotado como un posible intercambiador de calor;  $I$  es un subconjunto de  $S$ , donde  $S$  es la serie de todos los intercambiadores posibles;  $C_i$  son los costos de riesgo de los  $i$  intercambiadores;  $x_i$  son las variables de diseño de los  $I$  intercam-

cambiadores y  $X$  es el espacio posible de todos los intercambiadores de calor". Aunque los costos de riesgo son el objetivo principal, varios trabajos han experimentado con sencillos índices ejecutados por una computadora: el número de intercambiadores de calor; la cantidad total de calor recuperado; la cantidad de trabajo perdido, la temperatura, etc. Para la generación de todas las alternativas estructurales (redes de intercambiadores de calor) varios métodos han sido sugeridos con un grado de complejidad y eficiencia variable. Las regiones posibles para el diseño de intercambiadores de calor son fáciles de definir.

#### **Estrategia de búsqueda.**

El progreso efectuado en este problema de síntesis ha sido notable, con una aceptación industrial imprevista. Este probablemente es debido al hecho de que la síntesis de redes de intercambiadores de calor es el mejor problema de síntesis entendido, es complejo no es predominante y los incentivos económicos han sido muy serios.

Tres resultados principales permiten la efectiva reducción del espacio completo buscado en uno más pequeño. Estos resultados permiten al diseñador la identificación: (i) un mínimo en los servicios (ii) la probable disminución en el número de intercambiadores de calor, y (iii) la localización de los cuellos de botella de el proceso para una mayor integración de el calor. Los resultados de (i) y (ii) permiten el desarrollo de la síntesis de los objetivos y la identificación del potencial remanente durante la síntesis de la red de intercambiadores de calor. Los resultados de (iii) identifica fácilmente todas las descomposiciones factibles.

#### ***Síntesis de las estructuras de control de proceso.***

Esto determinará: (a) que las variables deberán ser medidas para el monitoreo completo del proceso, (b) que las variables deberán ser usadas como variables manipuladas para afectar el proceso, (c) y como deberían ser relacionadas las mediciones a las variables manipuladas para lograr los objetivos de control de regularización y optimización.

El objetivo de este problema de síntesis es la minimizar algunos índices de ejecución

estáticos o dinámicos formulados apropiadamente para el control del sistema. Los índices económicos no son importantes como en los problemas previos de síntesis. El vector índice de ejecución incluirá: errores en los regímenes permanentes; velocidad de respuesta; simplicidad de respuesta; grado de interacciones entre los ciclos; rango de operabilidad, etc. El espacio de los diseños posibles las estructuras de control pueden ser fáciles de definir a través de los rangos permisibles en los beneficios de el proceso, tiempos rezagados, tiempos constantes, grado de interacción, etc.

#### *Síntesis de los sistemas de seguridad.*

Dichos sistemas asegurarán la operación del proceso para un amplio rango de condiciones de operación. La economía para la implementación de dichos sistemas de seguridad es un objetivo adicional pero de ninguna forma el dominante.

Las diversas alternativas que satisfacen los objetivos de síntesis son evaluadas en base a los siguientes factores, éstos pueden ser considerados como elementos de el vector índice de ejecución: (a) velocidad de respuesta, (b) extensión a la cual puede competir con todos los posibles eventos, (c) simplicidad de la configuración de seguridad, y (d) confiabilidad.

Antes de terminar con ésta sección se deberán reiterar y enfatizar los siguientes puntos:

- La síntesis de todo el diagrama de flujo de proceso puede ser "descompuesta" en series de subproblemas de síntesis.
- Cada subproblema se puede formular como un problema de optimización de objetivos múltiples con variables de decisión enteras y continuas.
- El espacio completo posible de las decisiones enteras puede en más de un caso ser definido por alternativas formales y rigurosas, las cuales son simples de alimentar en una computadora.
- El espacio factible por las decisiones continuas puede ser definido por las especificaciones de diseño.

## 2.3 REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR

El problema industrial de la síntesis de redes de intercambiadores de calor (HENS, heat exchanger network synthesis), es muy complejo e involucra problemas de combinatoria en el "apareamiento" de corrientes calientes y frías para aumentar la recuperación de calor, la dependencia de la temperatura, de propiedades físicas y de transporte, la elección de la configuración del flujo y los materiales de construcción en los intercambiadores de calor, la combinación de datos del problema (algunos objetivos de temperatura deben encontrarse , mientras que otros pueden variarse dentro de los límites del proceso cuando éste representa una ventaja para la economía total del proceso), diversos tipos de restricciones (prohibiendo y obligando apareamientos) y las diferentes clases de corrientes ( líquido, vapor y mezclas de fases). Las limitaciones en la caída de presión y el costo de la tubería son también importantes.

El diseño objetivo de las redes de intercambio de calor incluye una parte cuantitativa (costos de el equipo de intercambio y de los servicios externos) y una parte cualitativa (seguridad, operabilidad, flexibilidad y controlabilidad). Esto hace que sea difícil establecer una función objetivo simple para evaluar el diseño. Debido a los efectos topológicos, la función de los costos de inversión muestra discontinuidad puesto que hay un costo unitario en el equipo. Algunos de los aspectos cualitativos ya mencionados no pueden formularse fácilmente. El óptimo global es difícil de garantizar y el ingeniero tendrá que recurrir a simplificaciones en los modelos y algunas reglas heurísticas las cuales lo dirigirán hacia una solución óptima.

La investigación en esta área está progresando a lo largo de tres diferentes líneas, las cuales son: el uso de conceptos termodinámicos, métodos matemáticos y el uso de conocimientos basados en sistemas para el diseño de procesos. *Para la solución de problemas industriales reales el ingeniero deberá tomar las ventajas de todas éstas disciplinas. Sin embargo, la habilidad y experiencia del ingeniero deberán ser de vital importancia.*

La tarea del diseño de procesos involucra diversas actividades de interacción, Linnhoff

(1983) ilustra esto por medio del "diagrama de cebolla" (figura 3.1.1). El problema de síntesis de redes de intercambiadores de calor (HENS) ha sido visto como un sub-problema en la síntesis de procesos, sin embargo, las interacciones con el mismo proceso y el sistema de servicios deben ser tomados en consideración. El problema combinatorial, el apareo de las corrientes y la secuencian de los intercambiadores de calor, ha sido reportado por los problemas clásicos de la literatura con menos de diez corrientes. Un proceso industrial típico contiene de 30 a 80 corrientes las cuales necesitan ser calentadas o enfriadas.

En un problema de síntesis de redes de intercambio de calor, las corrientes pueden variar en forma relevante de fase, en sus propiedades físicas y de transporte con la temperatura. Las condiciones de transferencia de calor serán muy diferentes en un intercambiador gas-gas, que en un intercambiador líquido-líquido o en una caldera. Hay muchas elecciones con respecto a la configuración del flujo y de los materiales de construcción para los intercambiadores de calor.

### **Historia de la síntesis de redes de Intercambio de calor**

Cuando tratamos de resolver sistemáticamente un problema de síntesis de redes de intercambio de calor, el problema se transforma inicialmente en un modelo matemático y se resuelve por medio de métodos numéricos. Debido a la complejidad que presentan los problemas industriales de síntesis de redes de intercambio de calor, es necesario realizar diversas simplificaciones en estos modelos matemáticos para hacerlos operables. Sin embargo, aún cuando sean aceptados estos modelos, el tamaño del problema que se puede llegar a resolver será menor de diez corrientes, lo cual es una severa limitación en aplicaciones industriales.

A continuación se presenta una breve revisión de los primeros intentos por resolver las síntesis de redes de intercambio de calor como ayuda a la presentación de métodos subsecuentes:

### *Problema de asignación de programación lineal (LP).*

Kesler y Parker (1969) dividieron cada corriente en elementos de servicio de calentamiento pequeños de igual tamaño y propusieron los apareamientos entre los elementos calientes y fríos. Esta aproximación fue mejorada por Kobayashi (1971) quien uso el diagrama de contenido de calor para tomar en cuenta las divisiones de las corrientes y los apareos cíclicos. Nishida (1971) introduce reglas de apareamiento para minimizar el área total. Otros intentos de resolver el problema del apareamiento por métodos simultáneos son propuestos en el trabajo de Hwa (1965) donde por medio del uso de descomposición de una superestructura se incluyen configuraciones que podrían permitirse; estos métodos están entre los primeros intentos reportados para resolver sistemáticamente problemas de síntesis de redes de intercambio de calor (HENS). Aquellos métodos que deciden un apareamiento a un tiempo han sido llamados métodos secuenciales, e incluyen búsquedas de árbol y métodos heurísticos. Estas estrategias pueden o no utilizar métodos matemáticos.

### *Descomposición o búsqueda de árbol*

Dentro del grupo de descomposición o búsqueda de árbol se publicaron diversos métodos avanzados. Lee (1970) introduce el método de rama y límite, sin embargo, los problemas de combinatoria fueron todavía severos: Sirola (1974) introduce nuevas reglas para la ramificación. Pho y Lapidus (1973) usaron enumeración parcial y su "síntesis de matrices" fue usada por Kelahan y Gaddy (1977) quienes utilizaron una búsqueda al azar adaptativa. Greenkorn (1978) introduce una función de disponibilidad de calor (HAF, actualmente la gran curva compuesta) para asegurar buenas soluciones iniciales. Rathore y Powers (1975) usan una ramificación para evitar la generación y evaluación de soluciones imprácticas. Grossmann y Sargent (1978a) combinaron enumeración implícita con estimados heurísticos para resolver el problema de configuración permitido para restricciones en el apareamiento. Finalmente, Menzies y Johnson (1972) usaron ramas y límites para la síntesis de redes óptimas de recuperación de energía incluyendo energía

mecánica.

### *Métodos heurísticos*

El aproximamiento heurístico fue introducido por Masso y Rudd (1969) quienes valoraron un conjunto de reglas de acuerdo al aprendizaje adaptativo durante el diseño. Ponton y Donaldson (1974) sugirieron igualar o aparear la corriente caliente del suministro más alto de temperatura con la corriente fría del objetivo más alto de temperatura, una aproximación que fue seguida más tarde por numerosos investigadores. Wells y Hodgkinson (1977) presentaron una lista extensa de reglas heurísticas para consideraciones en general de síntesis de procesos, objetivos y apareamiento de corrientes.

### *Aproximación termodinámica*

En la actualidad es sorprendente como el trabajo de Hohmann (1971) pareció adquirir un reconocimiento tan pequeño entre los investigadores del principio de los años setentas. El trabajo de Hohmann tuvo una pequeña contribución a las aproximaciones matemáticas de aquel tiempo, pero la importancia a la solución de problemas industriales de síntesis de redes de intercambio de calor es superior. Este hecho fue reconocido lentamente en paralelo con la falta de métodos puramente matemáticos.

La tabla de factibilidad de Hohmann fue el primer camino riguroso para establecer el objetivo de servicios mínimos al frente del diseño. La famosa regla (N-1), (donde N = número de corrientes de proceso y servicios) da un objetivo cerrado del número mínimo de intercambiadores en una red. El objetivo de área de transferencia de calor mínima fue también dirigido en un diagrama T-Q por medio del discutido concepto de temperatura, el cual da la guía a la división de corrientes y a alcanzar el objetivo. Si los datos de costos se encuentran disponibles, es posible determinar las tasas óptimas de servicios y la correspondiente aproximación mínima de temperatura al frente del diseño.

Una parte verdaderamente importante del trabajo de Hohmann es la solución factible

del espacio de la red que puede estudiarse por medio del diagrama área vs. energía (figura 2.3.1). La curva relaciona los objetivos de  $A_{\min}$  (área mínima) y  $E_{\min}$  (energía mínima) para varios valores de  $\Delta T_{\min}$  (acercamiento de temperatura mínimo) dividiendo el espacio en soluciones factibles e infactibles. Hohmann señala que esta línea en realidad define un número máximo efectivo de unidades necesarias para alcanzar el área objetivo. Cuando disminuye el valor de  $\Delta T_{\min}$ , el consumo de energía decrece mientras que el área de transferencia de calor se incrementa. Para algunos sistemas de corrientes, hay un valor límite de  $\Delta T_{\min}$  donde la energía permanece constante, y la curva se torna vertical como se muestra en la figura 2.3.1.

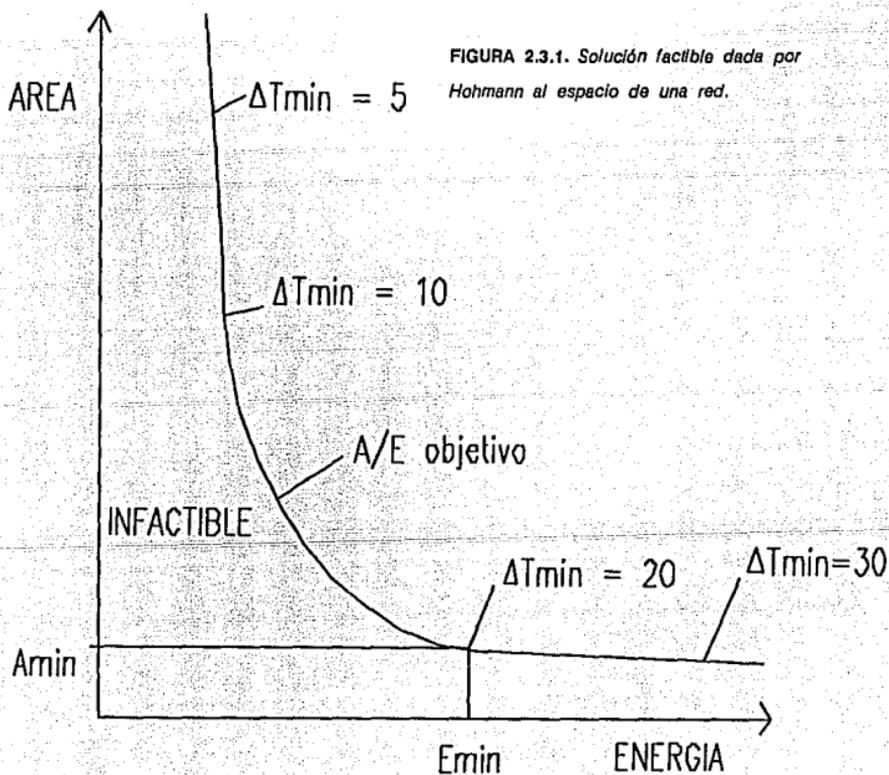


FIGURA 2.3.1. Solución factible dada por Hohmann al espacio de una red.

### *La recuperación de calor "pinch"*

Hacia el final de los años setentas el descubrimiento de la recuperación de calor pinch como una parte importante en el ahorro de energía, dió como resultado un incremento de los estudios en el desarrollo y aplicación de métodos sistemáticos en nuevos modelos en universidades e industrias. Umeda (1978, 1979ab) grafica líneas compuestas en un diagrama de energía disponible, en el cual las curvas se tocan en un punto (a una temperatura). Este punto, el cual forma un cuello de botella nos proporciona más que una simple integración de calor, por medio de este podemos lograr también ahorros en el consumo de energía, a dicho punto se le conoce como *pinch*.

El entendimiento fundamental en la recuperación de calor *pinch*, incluyendo el efecto de la descomposición fueron presentados por Linnhoff (1979). Linnhoff y colaboradores además de relacionar el exceso en el consumo de los servicios a través del flujo de calor en el *pinch* con contribuciones de intercambio de calor proceso a proceso, calentamiento abajo y enfriamiento arriba del pinch; da los conceptos de colocación apropiada para una correcta integración de turbinas, bombas de calor y columnas de destilación dentro del proceso.

### **Diseño de redes de Intercambio de calor**

Las diversas contribuciones al diseño de redes de intercambio de calor se pueden clasificar en cinco niveles: (1) conceptos importantes; (2) objetivos; (3) métodos de síntesis; (4) optimización y (5) flexibilidad. Por conceptos importantes damos a entender tanto discernimiento de los fundamentos físicos y las representaciones de las redes, las cuales incrementan el análisis y la capacidad de entendimiento. Los objetivos involucran la forma de estimar el mejor funcionamiento teórico de la red de intercambio de calor. Los métodos de síntesis incluyen el apareo de corrientes calientes y frías así como la secuencia de los intercambiadores de calor resultantes. La optimización involucra tanto

la topología como los parámetros de perfeccionamiento los cuales reducen los costos totales anuales. Por último, la flexibilidad es la posibilidad de acoplar la red de intercambio de calor con las diferentes condiciones de operación del diseño.

### *Conceptos importantes.*

Lo nuevo en el diseño de redes de intercambio de calor, es la combinación de todas las corrientes calientes dentro de una curva de calor compuesta y todas las corrientes frías dentro de otra curva de calor. Las *curvas compuestas* fueron utilizadas por primera vez por Huang y Elshout (1976). Un concepto similar es la línea compuesta en el *diagrama de energía disponible* aplicado por Umeda (1978).

Las curvas compuestas son un concepto importante en el trabajo de Linnhoff (1982), quien introduce el concepto de *la gran curva compuesta* (GCC, grand composite curve) y explicada en base a una cascada de calor (un consumo de calor de mas a menos). Las aplicaciones involucra múltiples servicios objetivos, optimización de los gases de chimeneas, servicios en los pinch, y algunas extensiones para modificaciones en los procesos.

Otras variantes de la GCC son, el *diagrama de calor sobrante* introducido por Flower y Linnhoff (1977), (en el cual se indican las oportunidades para usar bombas de calor o la generación de servicios) y la función de calor disponible introducida por Greenkorn (1978). En ésta aplicación, gráficamente se encuentra el mínimo en los servicios objetivos y el nivel más bajo de temperatura en los servicios calientes.

Linnhoff (1979) introduce dos conceptos los cuales han probado ser una gran ayuda en la síntesis de redes de intercambio de calor, el *diagrama de cascada de calor* y la *mallá de corrientes*. La mallá de corrientes es una forma eficiente de representar las corrientes calientes y frías, el proceso, los servicios en los pinch, y el más importante, las redes de intercambiadores de calor.

El concepto simple de mayor importancia para la síntesis de redes de intercambio de calor es la *recuperación de calor pinch*, la cual fue descubierta independientemente por

Umeda (1978) y Linnhoff (1979). La recuperación de calor pinch forma las bases de una metodología completa llamada *tecnología pinch* desarrollada por Linnhoff y colaboradores.

Conjuntamente con la recuperación de calor pinch se encuentra el *principio "más/menos"* el cual fue definido por Linnhoff y Parker (1984) y por Linnhoff y Vredevelde (1984), pero ya había sido utilizado por Umeda (1979 ab). La idea es la de modificar el proceso de tal forma que el calor es suministrado en los requerimientos de calor, arriba del pinch y removido desde la fuente del calor, abajo del pinch. El concepto de la *apropiada colocación* utiliza el principio +/- para asignar las reglas en la integración de bombas de calor, turbinas y columnas de destilación en todos los procesos.

Papoulias y Grossmann (1983) usaron programación lineal mixta entera MILP, (Mixed integer linear programming) para modelar y resolver superestructuras de redes de intercambiadores de calor. La invención de la *superestructura de corrientes* por Floudas (1986) realiza la generación automática de redes y la optimización posible de las cargas de calor dadas por la solución de la programación lineal mixta entera.

### *Objetivos*

El concepto de los límites superiores e inferiores se introdujo para reducir el problema de combinatoria que limitaba a algunos de los primeros métodos. Estos límites más tarde fueron desarrollados más allá de rigurosos objetivos para energía, área de transferencia de calor, número de unidades de intercambio de calor y finalmente costos totales anuales.

*Consumo de energía.* Se han establecido objetivos de energía correctos para casos no restringidos por diversas búsquedas, Hohmann (1971) uso la tabla de factibilidad, Linnhoff y Flower (1978a) desarrollaron el algoritmo de la tabla problema PTA (Problem table algorithm), Umeda (1978) lee los servicios objetivos del diagrama T-Q.

*Área de transferencia.* Cuando se llega al cálculo del área de transferencia de calor debe hacerse la distinción entre procedimientos de área mínima, los que incluyen es-

trategias para el desarrollo de la red, las cuales minimizen el área total y algoritmos para calcular el área mínima objetivo. Procedimientos para la generación de redes han sido presentados por Hohmann (1971) y Nishida (1971) quienes dirigieron la tarea de área mínima en el diagrama de contenido de calor apareando corrientes en orden decreciente a la temperatura de entrada.

Cuando todos los coeficientes de transferencia de calor son iguales y verticales, y se asume una transferencia de calor a contra corriente, la siguiente ecuación presentada por Nishida (1981) calcula el área objetivo (ecuación 2.3.1).

$$A_{\min} = \int_0^{\Delta Q} \frac{dQ}{U (T_c - T_e)} \quad (2.3.1)$$

Donde  $A_{\min}$  = área mínima en  $m^2$ ,  $Q$  = calor en  $W$ ,  $U$  es el coeficiente de transferencia de calor en  $W/m^2 K$ ,  $T_c$  = temperatura de la corriente caliente en  $K$ ,  $T_e$  = temperatura de la corriente fría en  $K$ . Considerando la división de las curvas compuestas como se indica en la figura 2.3.2., esta ecuación puede ser transformada en una sumatoria (ecuación 2.3.2).

$$A_{\min} = \frac{1}{U} \sum_j \frac{Q_j}{\Delta T_{LMj}} \quad (2.3.2)$$

Townsend y Linnhoff (1984) introdujeron un nuevo objetivo para el área tomando en cuenta la película individual de los coeficientes de transferencia para las corrientes. La suposición de una  $U$  promedio total es demasiado imperfecto para ser usado en un estimado de costos y la ecuación 2.3.3 es así una importante contribución para la determinación del área y costos objetivos.

La nueva área objetivo es exacta sólo si en toda la película los coeficientes de trans-

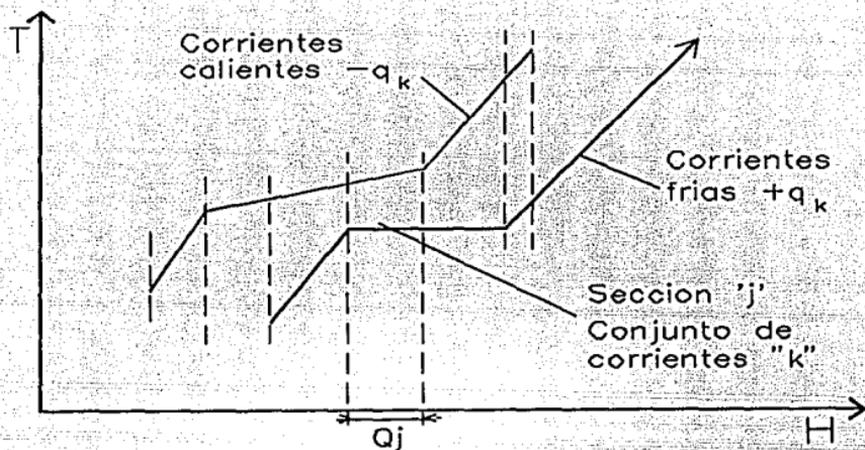


FIGURA 2.3.2. Intervalos de entalpia para el cálculo de área.

ferencia son iguales y el intercambio de calor es estrictamente en cascada, sin embargo, da buenas aproximaciones en otras situaciones.

$$A_{min} = \sum_j \frac{1}{\Delta T_{LMj}} \sum_k \left[ \frac{\Delta q_k}{h_k} \right] \quad (2.3.3)$$

**Número de unidades.** La regla  $(N - 1)$  propuesta por Hohmann (1971), donde  $N$  es el número total de corrientes calientes y frías incluyendo servicios, se ha ampliado usando objetivos fijos para el número mínimo de unidades en una red de intercambiadores de calor. Boland y Linnhoff (1979) extendieron esta regla por el teorema de Euler de la teoría grafica a  $(N - S + L)$ , donde  $S$  es el número de subsistemas y  $L$  el número de ciclos. Linnhoff y Turner (1981) introducen la *recuperación de energía máxima* (MER, maximum energy recovery) para el número de unidades objetivo.

$U_{min,MER}$ , aplicando la regla  $(N - 1)$  arriba y abajo del pinch.

**Costos totales anuales.** El tener objetivos disponibles al frente del diseño, obviamente

es el mejor paso para iniciar. Los objetivos pueden ser como una motivación o para dar confianza al diseñador. El procedimiento de diseño para redes de intercambio de calor después del descubrimiento de la recuperación de calor pinch y por el uso de objetivos es resumido en la figura 2.3.3. El método de síntesis utilizado es método pinch de diseño (PDM) presentado por Linnhoff y Hindmarsh (1983). Otros métodos de síntesis son dirigidos hacia el área y en este caso el área objetivo puede ser incluida dentro de la caja de objetivos.

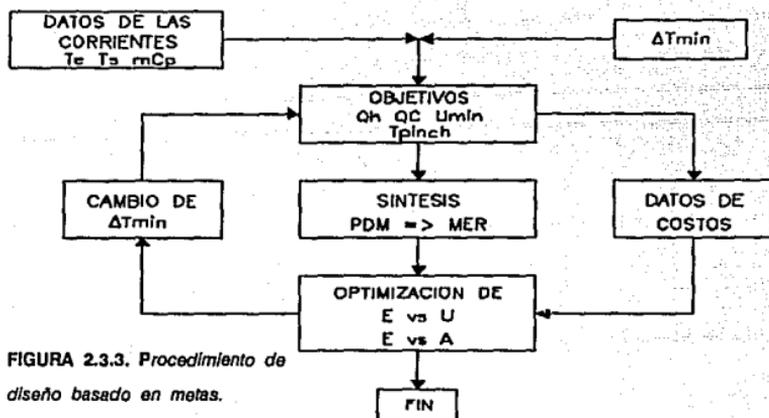


FIGURA 2.3.3. Procedimiento de diseño basado en metas.

El mínimo acercamiento de temperatura permitido es obtenido de la experiencia, pero aún con experiencia en el diseño de cierto tipo de procesos, el valor seleccionado de  $\Delta T_{min}$ , puede no ser el óptimo, haciendo que el valor del mínimo acercamiento de temperatura dependa de los siguientes tres aspectos: (1) el precio relativo para la energía y los equipos; (2) la forma de las curvas compuestas; y (3) condiciones de transferencia de calor en la región del pinch. La necesidad de una herramienta para asistir a la experiencia de los ingenieros fue importante y la respuesta son los *costos objetivos*,



de la temperatura de acercamiento el cual dirigirá al mínimo costo de la red.

La figura 2.3.4, muestra la forma de introducir los datos de costos en el procedimiento de diseño inicial y aplicando los objetivos de costos totales anuales para encontrar un  $\Delta T_{min}$  óptimo, ésta muestra una significativa reducción en el trabajo de diseño especialmente durante la optimización. La manera de representar los objetivos para energía, área y unidades juntos para obtener los costos totales anuales objetivos se muestran en la figura 2.3.5., donde las discontinuidades son causadas por dobleces en las curvas compuestas.

Cuando para los costos totales anuales objetivos, la inversión o los costos de capital son más difíciles de predecir que los costos de operación, hacen que la inversión sea más dependiente de la estructura de la red. La energía puede ser de una forma rigurosa un objetivo y la experiencia muestra que los diseños que reúnen estos objetivos son cercanamente óptimos también en los costos totales.

Se han hecho diversas contribuciones para agregar precisión a los objetivos de costos de capital; los objetivos para el número mínimo de unidades de intercambio de calor; costos de bombeo y tubería; tipo de intercambiadores así como materiales de construcción.

### *Síntesis.*

Debido al incremento en los precios de la energía, el desarrollo de servicios objetivos rigurosos y el descubrimiento de la recuperación de calor pinch, los métodos desarrollados hacia fines de los años setentas y principio de los ochentas estuvieron dirigidos hacia la recuperación de energía máxima (MER). La regla heurística aceptada y usada actualmente para la mayoría de los métodos es la que logra redes mediante con una máxima recuperación de calor, con un número de unidades cercanamente óptimas y la minimización del área.

Mientras las consideraciones prematuras de los costos totales fueron tomadas en un paso de optimización siguiendo a la síntesis, la disposición de costos totales objetivos

y los balances de de energía y capital, incrementaron el desarrollo de los métodos de diseño para minimizar el capital así como la energía.

1. *Diseño por área.* Los métodos de síntesis de área mínima fueron presentados por Nishida (1971), Hohmann (1971), Nishida (1977) y Umeda (1978).

Una interesante aproximación, la *estructura compuesta*, se dirigió simultáneamente a la tarea de reducir el área y el número de unidades (una combinación de apareos en serie y paralelo) fue introducida por Rev y Fonyo (1982). En la figura 2.3.6., una corriente fría es calentada por varias corrientes calientes. La aproximación divide la corriente fría en dos ramas, encontrando una corriente de un rango amplio (LRS), significando una corriente con un  $\Delta T$  grande entre la temperatura de suministro y la objetivo, y clasificando las corrientes calientes remanentes en un grupo de temperaturas bajas (LTG) y un grupo de temperaturas altas (HTG). Este procedimiento puede ser aplicado repetitivamente al grupo con temperaturas bajas (LTG) y al grupo con temperaturas altas

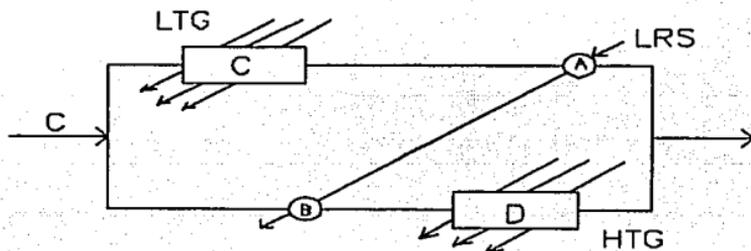


FIGURA 2.3.6. Estructura compuesta propuesta por Rev y Fonyo (1982).

(HTG).

2.- *Diseño por unidades.* Uno de lo problemas a menudo encontrado, cuando sólo se diseña por área, es que el número de unidades tiende a ser grande. Esto se debe a que la forma inherente del problema de síntesis de redes (HENS), el área mínima requiere un número efectivo máximo de unidades.

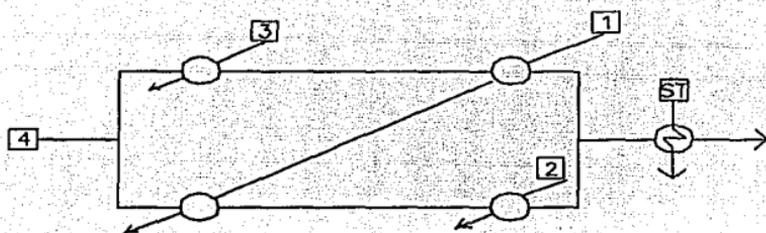
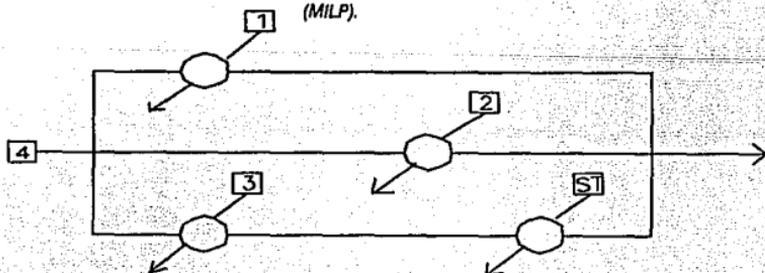


FIGURA 2.3.7. Solución dada por Rev y Fonyo.

La figura 2.3.7. muestra una red de cinco unidades resultante del método de Rev y Fonyo la cual al ser comparada con la red de diez unidades de Ponton y Donaldson (1974) y la red de seis unidades de Nishida (1977), es económica desde el punto de vista de costos totales anuales. El mínimo número de unidades para el problema es de cuatro, siendo del tipo umbral. Cuando el problema se resolvió con los esfuerzos combinados de Papoulias y Grossmann (1983) (modelo MILP) y Floudas (1986) (superestructura de corrientes y costos de inversión mínimos) puede llegarse a establecer una red de cuatro unidades (figura 2.3.8.). Con los datos de costos utilizados por Rev y Fonyo esta red es poco económica (2.4%), comparada con la red de cinco unidades de Rev y Fonyo. El beneficio de ahorrar una unidad ha sido reducido por un incremento en el área total de transferencia.

FIGURA 2.3.8. Red obtenida por síntesis automática (MILP).



3. *Diseño por corazas*. La diferencia entre unidades de intercambio y el número actual de corazas ha sido reportado por Mitson (1984) en algunos casos tiene un efecto significativo en los costos de capital. Kardos y Strelow (1983) resaltaron la solución del problema de síntesis de la red, basándose puramente en intercambiadores de calor a contracorriente.

4. *Diseño por energía*. La primera aproximación sistemática para obtener un diseño de recuperación de energía máxima es el método de intervalo de temperatura (TI) de Linnhoff y Flower (1978a). Apareando corrientes calientes y frías dentro de un intervalo de temperatura, cumple la descomposición pinch, haciendo coincidir al pinch con uno de los intervalos de temperatura.

Linnhoff y Flower (1978b) también propusieron un método de desarrollo evolutivo (ED) como un segundo paso en la reducción del número de unidades. Dado que la división de corrientes durante el método de intervalo de temperaturas deformara la etapa de desarrollo evolutivo, se recomienda no dividir corrientes a menos que sea necesario para evitar redes mucho muy complejas.

Aún cuando los apareamientos cíclicos y división de corrientes pueden substituirse el uno al otro para obedecer al  $\Delta T_{min}$  y reducir el requerimiento de área, hay casos donde las corrientes se dividirán para obtener una máxima recuperación de energía.

Con el descubrimiento y el completo entendimiento de la recuperación de calor pinch, llega a ser claro que el ejercicio de diseño deberá comenzar donde el problema está más restringido. Para problemas con pinch, la restricción se encuentra en alguna de las temperaturas intermedias del pinch, y para problemas de umbral es la temperatura más alta (excedente de calor) o la más baja (deficiencia de calor). Un esbozo del método pinch de diseño es dado por Linnhoff y Turner (1981). El método pinch de diseño da las reglas para el apareamiento de corrientes así como cuando y como dividir corrientes en orden para llevar a cabo la recuperación de energía máxima. Para reducir el número de unidades en el menor como sea posible, cada intercambiador es hecho tan grande como sea posible, con la confianza de satisfacer cualquier corriente caliente o fría con

respecto al cambio de entalpía.

Cuando se diseña por energía, el método pinch de diseño asegura que el calor no sea transferido a través del pinch y que los apareamientos convenientes sean seleccionados en la parte termodinámicamente más restringida del proceso.

Habiendo establecido que los diseños de recuperación de energía máxima son aproximados al óptimo en los costos totales, especialmente si el nivel de recuperación de calor es logrado en el menor número de unidades, es importante estar enterado de que un gran número de diseños de recuperación de energía máxima existen para cada conjunto de datos de corriente. Estos diseños tienen diferentes estructuras y pueden así tener diferentes características de operabilidad y flexibilidad.

5. *Diseño por costos de capital.* Un nuevo e importante proyecto guiado para el método de diseño pinch considera el área y por tanto el capital, siendo este el dígrama de fuerzas directrices (DFP) presentado por Linnhoff y Vredeveld (1984), donde cada intercambiador puede ser evaluado de acuerdo con el uso de las fuerzas directoras de temperatura. A fin de reducir el área total, es importante que cada intercambiador use exactamente la cantidad de fuerzas directoras las cuales están disponibles en la región de temperatura del proceso. Arreglos entre el dígrama de fuerzas directoras y la reglas de apareamiento deben ser hechos a menudo, puesto que el número mínimo de unidades no es compatible con el área total mínima.

El trabajo más amplio en el diseño por capital (así como energía) fue presentado por Ahmad (1985). El objetivo de esta investigación fue el añadir costos de capital dirigidos al método de diseño pinch el cual guiará al diseñador hacia la recuperación de energía máxima en el menor número de unidades.

### *Optimización.*

En la optimización de redes se involucra tanto la topología como los cambios en los parámetros del diseño, inicialmente sintetizado para minimizar los costos totales anuales. Varios métodos presentados en los setentas han sido llamados *evolutivos* y pueden ser

calificados como métodos de optimización (Linnhoff y Flower, 1978b; Nishida, 1977; Shah y Westerberg, 1975; Umeda, 1978).

El método de diseño pinch presentado por Linnhoff y Hindmarsh (1983) describe como las redes de recuperación de energía máxima pueden ser desarrolladas hacia diseños sin recuperación de energía máxima con un incremento en el consumo de energía, pero reduciendo el número de intercambiadores. Esto se logra por medio de rompimientos secuenciales de ciclos y restableciendo las fuerzas directrices por un incremento en el consumo de servicios a través de una "ruta" en la red.

### *Flexibilidad.*

Diversos términos han sido utilizados en la literatura para describir otras formas de una red de intercambiadores de calor, desde el estado de operación continuo con diagramas de flujo dadas temperaturas de suministro y objetivo. La *operabilidad* normalmente incluye flexibilidad, controlabilidad, confiabilidad y seguridad, mientras que *flexibilidad* esta limitada al régimen permanente de operación factible de la red de intercambio de calor para diferentes modos de operación.

Otro término frecuentemente utilizado es el de *elasticidad*, con un significado similar de operabilidad, y el cual ha sido dividido en elasticidad dinámica y elasticidad de los regímenes permanentes.

Trabajos prematuros dirigidos a la flexibilidad de las redes de intercambio de calor introducen el concepto de *análisis de sensibilidad* (Hohmann, 1971). En trabajos posteriores, las tablas de sensibilidad fueron usadas para determinar los factores de sobre diseño de cada intercambiador.

Saboo (1985) introduce el índice de elasticidad (RI) como una medida de la flexibilidad en las redes de intercambiadores de calor. Este índice es obtenido a través de simples consideraciones físicas o de un riguroso algoritmo numérico, y es aplicado para detectar cuellos de botella en redes existentes o para guiar la selección entre diversas alternativas en un diseño nuevo.

Una aproximación completamente diferente es tomada por Linnhoff y Kotjabasakis (1984) quienes discutieron las consideraciones de operabilidad por el uso del diagrama de malla de corrientes. Usando conceptos como la colocación de los servicios de calentamiento y enfriamiento así como desviaciones en intercambiadores de calor.

---

## **3 METODOLOGIA DE DISEÑO PARASINTESIS DE REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR**

---

### 3.1 TECNOLOGIA DEL PINCH

Desde la crisis energética al inicio de los años setentas, se ha dado una mayor atención al mejor diseño de los procesos. Una área con éxito ha sido la integración de los procesos. En particular, la tecnología pinch ha demostrado los beneficios de una buena integración en los procesos a través de la simplicidad del diseño de las plantas, el buen uso de la energía y el capital. Una propuesta importante de la tecnología pinch ha sido la necesidad de fijar objetivos. El principio es predecir que deberá lograrse (objetivos), y después partir de lo logrado (diseño).

La tecnología pinch se basa en un análisis termodinámico fundamental del proceso. Este no sólo hace posible la determinación del nivel óptimo de recuperación de energía para un proceso, sino que virtualmente garantiza un diseño, el cual logra este nivel de recuperación para un mínimo desembolso de capital. El método es ahora muy aceptado y aplicado en la industria.

El origen de la tecnología pinch ha sido el diseño de las redes de intercambiadores de calor. Sin embargo, el campo de acción se ha extendido al combinar sistemas de calor y potencia, esquemas de separación, integración de columnas de destilación, y el diseño de procesos en general. El resultado es una herramienta totalmente general en la ingeniería de procesos, la cual se aplica comercialmente con buen éxito a procesos continuos y batch en diversas industrias como la del petróleo, productos químicos en general, petroquímicos, pulpa y papel, alimenticia y lechera, bebidas alcohólicas, cemento, acero, farmaceutica y fibras.

#### *La jerarquía en el diseño de procesos y el modelo cebolla*

El diseño de un proceso comienza con el reactor. El diseño del reactor impone el problema de separación. Así, el diseño del sistema de separación sigue al diseño del reactor. El diseño del reactor y el diseño del sistema de separación, definen juntos los servicios del proceso, calentamiento y enfriamiento. Es así como el diseño de la red de

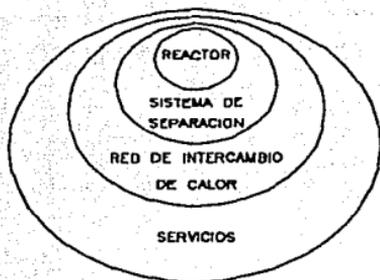


FIGURA 3.1.1. Modelo cebolla para el diseño de procesos.

simbólicamente por las capas del 'diagrama cebolla' representado en la figura 3.1.1. El diagrama enfatiza la secuencia, o jerarquía, natural del diseño del proceso.

En el presente trabajo nos enfocaremos a la tercera y cuarta capas del diagrama cebolla, las cuales corresponden al diseño de la red de recuperación de calor y a la selección y diseño de servicios respectivamente.

#### **Redes de intercambio de calor y servicios.**

De acuerdo a la filosofía ya establecida, el diseño del proceso inició en el corazón del diagrama cebolla con el reactor y pasó a la siguiente capa en la cual se encuentran los sistemas de separación y recirculación. La aprobación de las principales especificaciones de los equipos, dentro de estas dos capas, determinan los balances de materia y energía. Así, los servicios de calentamiento y enfriamiento para las otras dos capas de la cebolla (red de intercambio de calor y servicios) se pueden llegar a conocer. Si se quiere completar el primer paso hasta el fin del problema, se debe proveer de un diseño para estas dos capas restantes.

En años recientes, se ha incrementado considerablemente el conocimiento en el diseño

recuperación de calor llega en tercer lugar. Los servicios de calentamiento y enfriamiento que no llegan a ser satisfechos por la recuperación de calor imponen la necesidad de servicios externos. Así, la selección y el diseño de servicios llegan en cuarto sitio. Esta jerarquización puede ser representada

de redes de intercambio de calor, particularmente a través de la introducción de la Tecnología Pinch. Por lo que en el presente contexto es apropiada una breve revisión de la Tecnología Pinch.

NUMERO DE CORRIENTE Y TIPO	MCP (KW/ °C)	TS (°C)	TD (°C)
(1) CALIENTE	3	170	60
(2) CALIENTE	1.5	150	30
(3) FRIA	2	20	135
(4) FRIA	1	80	140

TABLA 3.1.1 Datos de las corrientes.

### El método pinch

*Localización del pinch.* La tarea de localizar el pinch así como una aplicación real de diseño por el método pinch, son demostradas mediante el uso de un problema como ejemplo, los datos de las corrientes se encuentran en la tabla 3.1.1. Cabe notar que todos los datos del problema, están basados tomando en cuenta que las capacidades caloríficas (CP) de las corrientes son constantes. Esta característica a menudo es referida como un defecto de todo el trabajo prematuro en esta área. Sin embargo, en la práctica cada proceso con o sin cambio de fase, se puede describir fácilmente linerizando los datos (por medio de una aproximación lineal) de temperatura-entalpia (CP=constante).

La localización del pinch para el problema de una red de intercambiadores de calor, junto con la determinación del mínimo requerimiento de servicios, pueden ser calculados utilizando la tabla algoritmo propuesta por Linnhoff y Flower (1978ab) para un valor específico de  $\Delta T_{\min}$ . Los resultados del procedimiento, una vez aplicados al ejemplo con un  $\Delta T_{\min}$  de 10 °C, son mostrados en la tabla 3.1.2.

En la tabla 3.1.2., los datos de las corrientes son presentados a la izquierda, divididos en cinco intervalos de temperatura, correspondientes a las "subredes" y por lo tanto denominados SN1-SN5. Estos intervalos estan definidos por las corrientes de suministro del proceso y por los objetivos de temperatura. Por ejemplo, SN1 esta definida por el

SUBRED	CORRIENTES Y TEMPERATURAS				1	2	3	4	5	
	CORRIENTES FRIAS		T (°C)	CORRIENTES CALIENTES		DEFICIT	ACUMULACION		FLUJOS DE CALOR	
	(3)	(4)	170	(1)	(2)		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
SN1			140	150						
SN2			135	145						
SN3			80	90						
SN4			50	60						
SN5			20	30						

TABLA 3.1.2. Tabla algoritmo.

objetivo temperatura de la corriente No. 4 y la temperatura de suministro de la corriente No.1.

Advertiendo que hay que asegurar la posibilidad de un intercambio de calor completo entre las corrientes calientes y frías, las cuales deberán estar separadas por un  $\Delta T_{min}$ . Por ejemplo, el límite superior de SN3 esta definido por la corriente fría No. 3 a 140 °C mientras que la corriente caliente en este punto esta a 150 °C.

La posibilidad de un intercambio de calor completo entre todas las corrientes calientes y frías, es una importante característica de la *tabla algoritmo*. Esto significa que para cada subred, se tendrá un déficit neto de calor o un sobrante, uno u otro nunca ambos. Los valores de los déficits y sobrantes son presentados en la columna 1 de la tabla

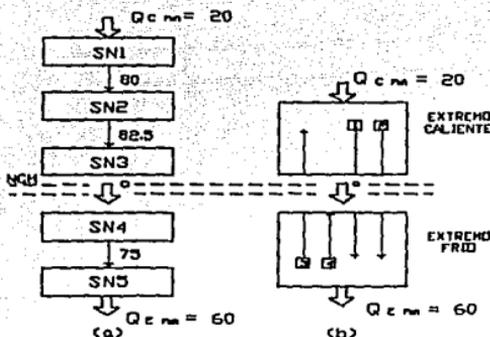


FIGURA 3.1.2. (a) Diagrama del flujo de calor por cada subred. (b) Combinación de las subredes dentro de una región caliente y fría.

3.1.2. La conversión de signos es tal, que un déficit es positivo y un sobrante negativo.

Otra importante característica de la tabla algoritmo, es la posibilidad de transeferir calor desde subredes superiores hacia subredes inferiores (en forma de cascada). En otras palabras, el calor sobrante de aquellas subredes con temperaturas altas, puede ser usado para satisfacer el

déficit de calor de subredes con temperaturas bajas. El cálculo de la cantidad de calor el cual puede ser transferido de esta forma, se realiza en las columnas 2 y 3 de la tabla 3.1.2. Inicialmente se asume que la entrada de calor de servicios externos es igual a cero. Esto se representa en la tabla 3.1.2 por un cero en la entrada de la SN1 (columna 2). Una vez hecha esta suposición, en una tarea fácil la de calcular la salida de la SN1 por una simple adición del sobrante a la entrada. Este pasa a formar la entrada a la SN2. El procedimiento es realizado para las subredes restantes.

Es posible que el flujo de calor desde las subrede con temperaturas altas a las subredes con temperaturas inferiores pueda no ser negativo. Así si en las columnas 2 y 3 de la tabla 3.1.2, se generan valores negativos, la entrada de calor a SN1 deberá ser incrementada. El mínimo incremento será aquel que garantice que todos los flujos de calor sean positivos o cero (ver columnas 4 y 5). Entonces, el servicio mínimo de calentamiento utilizado esta dado por la entrada a SN1 (columna 4). El servicio mínimo de enfriamiento usado esta dado por el flujo de calor que sale de la subred fría (columna 5).

Los resultados de un análisis de la tabla del problema (tabla 3.1.2) son representados mediante un dígrama en la figura 3.1.2a. Cada subred es mostrada con todos sus

flujos de calor como fueron calculados por la tabla algoritmo. Notando que el flujo de calor de SN3 a SN4 es cero. Todos los demás flujos son positivos. El punto donde el flujo de calor es cero, representa el pinch.

En la figura 3.1.2b, el pinch se encuentra dividiendo el problema en dos regiones, un extremo caliente y otro frío. En el extremo caliente, el cual comprende todas las corrientes o fracciones de las corrientes calientes a la temperatura pinch, solo se requieren proceso de intercambio y servicios de calentamiento. En el extremo frío, que comprende todas las corrientes frías o fracciones de estas en la temperatura de pinch, solo se necesitan procesos de intercambio y servicios de enfriamiento. Los servicios de calentamiento no son requeridos. No existe transferencia de calor a través del pinch, además ambos requerimientos en servicios son los mínimos alcanzables.

### Criterios de factibilidad

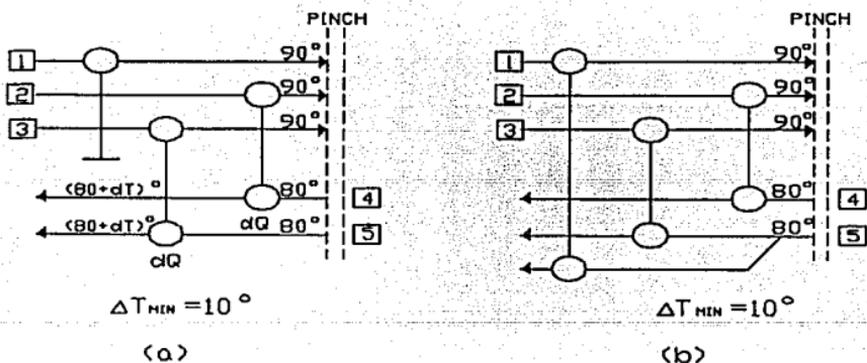


FIGURA 3.1.3. (a) Diseño infactible de un extremo caliente en el pinch. (b) División de una corriente en el pinch.

La identificación de los apareamientos esenciales en el pinch, la disponibilidad de opciones en el diseño y la necesidad de la división de corrientes son logrados por la aplicación de tres criterios de factibilidad a los datos de las corrientes en el pinch.

Durante el desarrollo de estos criterios de factibilidad se hace referencia a los "intercambiadores pinch" (algunas veces llamados "apareamientos pinch").

*El número de corrientes de proceso y ramificaciones.* El primero de estos criterios de factibilidad concierne a la población de corrientes en el pinch. La población de corrientes calientes y frías deberá ser tal que permita un arreglo de intercambiadores, compatible con el requerimiento de servicios mínimo.

Considerando el diseño de un extremo caliente figura 3.1.3a. El servicio de enfriamiento por arriba del pinch, violaría el servicio objetivo mínimo. Por lo tanto, cada corriente caliente ha sido enfriada a la temperatura pinch por un proceso de intercambio. Esto es intentado en la Fig. 3.1.3a, colocando apareamientos pinch entre la corriente caliente No. 2 y la corriente fría No. 4, la corriente caliente No. 3 y la corriente fría No. 5. Sin embargo, habiendo hecho estos apareamientos la corriente caliente No. 1, no puede ser apareada con ninguna corriente fría sin violar la restricción del  $\Delta T_{\min}$ . El servicio de enfriamiento ahora será requerido por arriba del pinch para enfriar la corriente No. 1 a la temperatura pinch. En estas circunstancias se dice que los datos originales de la corriente en el pinch, no son compatibles con el diseño de servicios mínimos.

Cuando esta incompatibilidad ocurre las corrientes en el pinch necesitan ser "corregidas" por la división de corrientes (ver figura 3.1.3b). Dividiendo la corriente fría se crea un "rama" fría extra, permitiendo un apareamiento pinch con la corriente caliente No. 1. Resumiendo, la población de corrientes en el extremo caliente del pinch es compatible con el diseño de servicios mínimos, sólo si se puede establecer un apareamiento pinch para cada una de las corrientes calientes. Para esto se puede aplicar la desigualdad (3.1.1a)

$$NH \leq NC$$

(3.1.1a)

donde  $NH$  es el número de corrientes o ramas calientes y  $NC$  es el número de corrientes o ramas frías. La división de corrientes puede ser necesaria hasta asegurar que la desigualdad sea cumplida.

Los argumentos anteriores también pueden ser aplicados por debajo del pinch. Para evitar el uso de servicios de calentamiento, cada corriente fría debe ser llevada a la temperatura pinch por el proceso de intercambio, (figura 3.1.4a). Como resultado, se requiere de un apareamiento pinch para cada corriente fría en el pinch, esto es posible sólo si la desigualdad 3.1.1b es válida.

$$NH \geq NC$$

$$(3.1.1b)$$

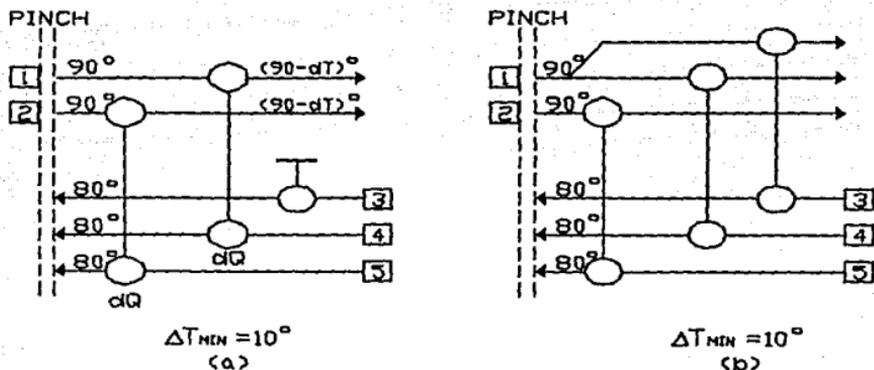


FIGURA 3.1.4. (a) Diseño Infactible de un extremo frío en el pinch. (b) División de una corriente en el pinch.

Una vez más la división de corrientes puede ser necesaria asegurando que la desigualdad sea cumplida.

La desigualdad en las capacidades caloríficas (CP) para apareamientos Individuales. El segundo criterio de factibilidad concierne a la temperatura factible. La fuerza directriz de la temperatura en un apareamiento pinch no puede decrecer fuera del pinch. Para esta

condición se deben cumplir las siguientes desigualdades en las capacidades caloríficas (CP), las cuales deben ser aplicadas en cada apareamiento pinch

Apareamiento pinch en el extremo caliente

$$CPH \leq CPC \quad (3.1.2a)$$

Apareamiento pinch en el extremo frío

$$CPH \geq CPC \quad (3.1.2b)$$

donde  $CPH$  es la capacidad calorífica del flujo de la corriente o de la rama de la corriente caliente y  $CPC$  es la capacidad calorífica del flujo de la corriente o de la rama de la corriente fría.

Si no es posible que un arreglo de apareamientos cumpla con estas desigualdades, entonces, es necesario cambiar una o más de las capacidades caloríficas dividiendo las corrientes. Debe notarse que las desigualdades 3.1.2a y 3.1.2b solo pueden ser aplicadas en el pinch. Fuera del pinch, las fuerzas directoras de temperatura pudieron haberse incrementado lo suficiente para permitir apareamientos en los cuales las capacidades caloríficas de las corrientes apareadas violen las desigualdades.

*Diferencia en las capacidades caloríficas.* Para comprender el tercer criterio de factibilidad en el pinch, es conveniente definir la "diferencia en las capacidades caloríficas". Para un apareamiento pinch en un extremo caliente

$$\text{diferencia de CP} = CPC - CPH \quad (3.1.3a)$$

Para un apareamiento pinch en un extremo frío

$$\text{diferencia de CP} = CPH - CPC \quad (3.1.3b)$$

Ecuaciones similares pueden ser escritas para las diferencia de la suma de todas las corrientes calientes y frías en el pinch.

Arriba del pinch

$$\text{diferencia total CP} = \sum \text{CPC} - \sum \text{CPH} \quad (3.1.4a)$$

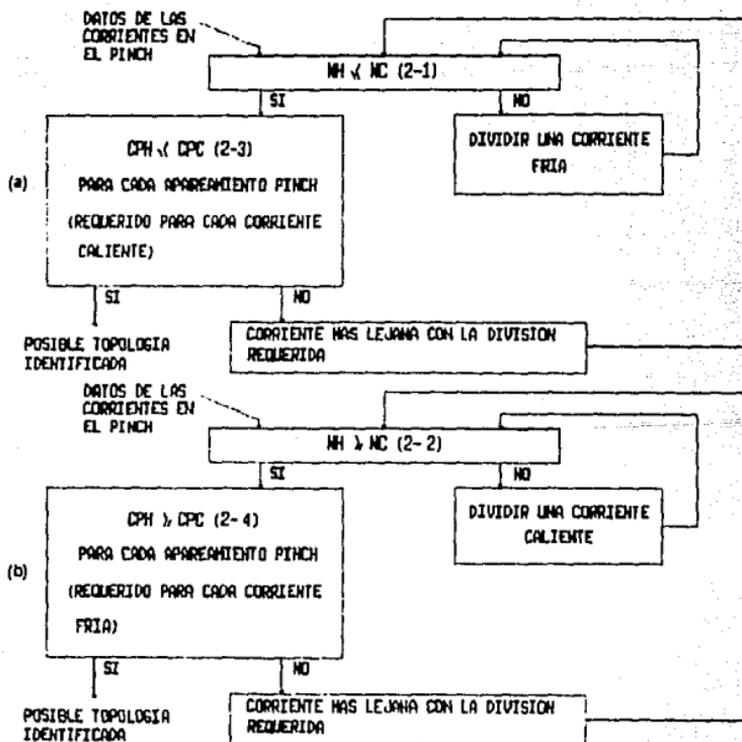
Abajo del pinch

$$\text{diferencia total CP} = \sum \text{CPH} - \sum \text{CPC} \quad (3.1.4)$$

*Tabla de capacidades caloríficas.*

Las figuras 3.1.5a y 3.1.5b presentan paso a paso el procedimiento para aplicar los requerimientos de factibilidad listados a continuación. Siguiendo la secuencia, el diseñador puede:

FIGURA 3.1.5. (a) Procedimiento para el diseño de un extremo caliente. (b) Procedimiento



- identificar apareamiento esenciales en el pinch.
- identificar opciones disponibles de apareamiento en el pinch.
- identificar la necesidad de dividir corrientes y generar opciones de división de corrientes en el pinch

El procedimiento es auxiliado por el uso de otro concepto nuevo la "tabla de capacidades caloríficas". Las figuras 3.1.6 y 3.1.7 muestran las tablas de capacidades caloríficas para un extremo caliente y otro frío. En estas tablas, las capacidades caloríficas de las corrientes calientes y frías en el pinch estan listadas separadamente en orden numérico.

ARRIBA	
NH ≤ NC 3.1.1a	
CPH ≤ CPC 3.1.2a	
2	3
	2.5
CALIENTE	FRIO

(a)

ARRIBA	
NH ≤ NC 3.1.1a	
CPH ≤ CPC 3.1.2a	
2	3
	2.5
CALIENTE	FRIO

(b)

FIGURA 3.1.6. (a) Tabla de capacidades caloríficas de un extremo caliente. (b) Identificación de un posible apareamiento pinch.

Los criterios apropiados de factibilidad están anotados en la parte superior de la tabla y las capacidades caloríficas representan las corrientes que se encuentran implicadas en el proceso de intercambio de calor en el pinch, estas corrientes son encerradas. Un apareamiento pinch se encuentra representado en la tabla por la unión de las capacidades caloríficas de una corriente caliente y una fría. Las divisiones en las corrientes son representadas escribiendo las capacidades caloríficas del flujo en ramas

separadas junto a las capacidades caloríficas originales (figura 3.1.7b).

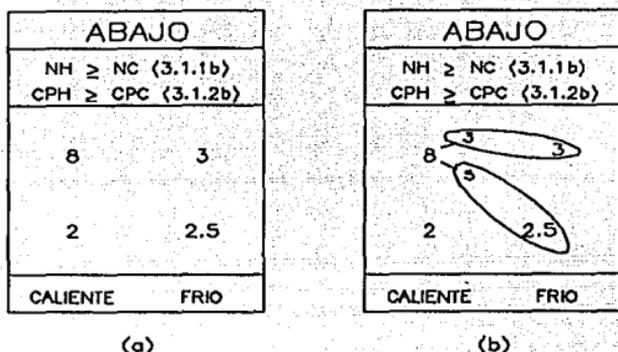


FIGURA 3.1.7. (a) Tabla de CP de un extremo frío. (b) Posible topología con la división de

### Objetivos de Energía

La Tecnología Pinch, identifica primero las fuentes de calor (corrientes calientes) y el consumo de calor (corrientes frías) del balance de materia y energía. Combinando las corrientes calientes en rangos de temperatura dados, podemos producir la "curva compuesta" de todas las corrientes calientes. En forma similar combinando las corrientes frías en rangos de temperatura establecidos, producimos la "curva compuesta" de todas las corrientes frías. Si graficamos ambas curvas compuestas en un eje común de temperatura-entálpia, podemos definir los objetivos de energía para el proceso (figura 3.1.8). La posición relativa de las dos curvas y en consecuencia los objetivos de energía están influenciados por la fuerza directriz de temperatura mínima,  $\Delta T_{\min}$ .

### El Pinch

Los objetivos de energía pueden ser determinados por el conocimiento de los datos de calor del proceso. La figura 3.1.8., muestra las *curvas compuestas*. Las curvas compuestas representan la fuente de calor acumulable y el consumo de calor dentro del

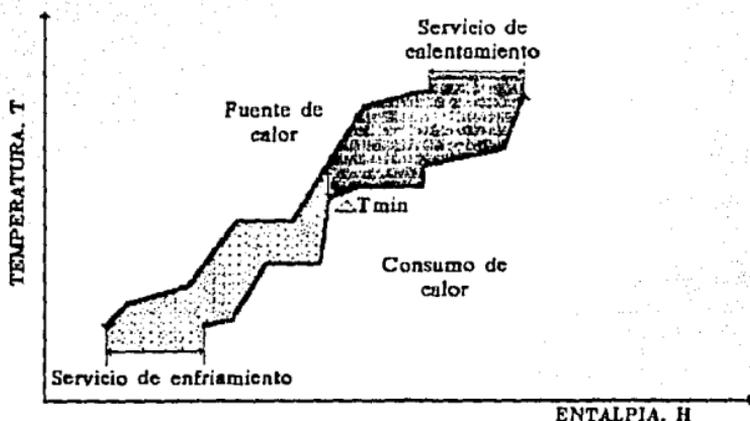


FIGURA 3.1.8. Las curvas compuestas determinan los objetivos de energía y la localización del pinch.

proceso. El "traslape" de las curvas determina la máxima recuperación posible de calor. Los "excedentes" definen el mínimo requerimiento de servicios. Estos requerimientos son los "objetivos de energía".

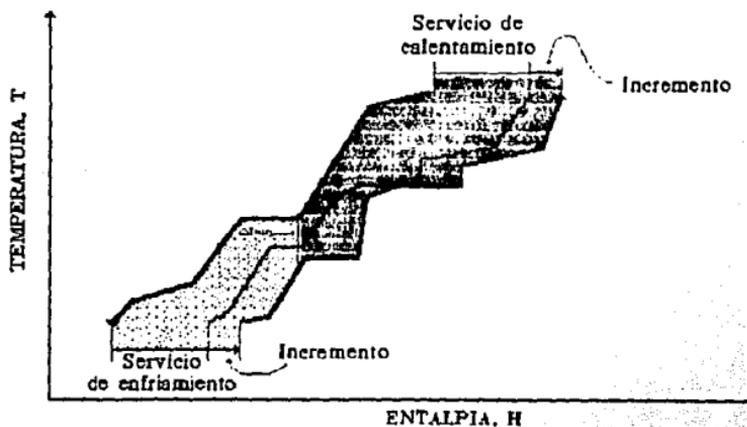


FIGURA 3.1.9. Un incremento en el  $\Delta T_{min}$  impone un requerimiento adicional de servicios de

Las curvas generalmente se encuentran separadas en un punto por la mínima aproximación de temperatura,  $\Delta T_{\min}$  (figura 3.1.8). Un incremento en el  $\Delta T_{\min}$  (ver figura 3.1.9) dará un requerimiento alto de energía (alto costo de la energía), sin embargo también proporcionará de grandes fuerzas directrices (bajos costo de capital). El balance entre los costos de operación y los costos de capital pueden ser representados por las curvas.

El punto en el cual el  $\Delta T_{\min}$  ocurre es conocido como recuperación de calor "pinch". El gran significado del pinch, es el de dividir al sistema en dos subsistemas termodinámicamente separados, cada uno de estos subsistemas se encuentra en balance (balance de entalpia) con su propio servicio. Por arriba del pinch solo se requiere de servicios de calentamiento, mientras que por debajo del pinch tan solo se requerirán servicios de enfriamiento. Para garantizar diseños con una eficiencia de la energía máxima, se deben observar tres reglas básicas:

- No deben haber fuentes de enfriamiento arriba del pinch.
- No deben haber fuentes de calentamiento por debajo del pinch.
- No deben haber procesos de recuperación de calor a través del pinch.

### *Servicios*

Después de maximizar la recuperación de calor para un  $\Delta T_{\min}$  dado, aquellas partes de cualquier red de intercambio de calor no abastecida por la recuperación de calor deben serlo por servicios externos.

Las fuentes (servicios) varían en una forma considerable desde los simples, como el vapor y agua de enfriamiento a los más complejos, sistemas combinados de calor y potencia. El entendimiento de los servicios no sólo es relevante sino crucial para la comprensión de la integración de calor en los sistemas de separación. Decisiones acerca de cuáles serán los niveles de vapor a emplear, el uso de combinaciones de calor y potencia, etc., todos tienen un impacto directo en la integración de los separadores.

Las curvas compuestas son muy útiles para determinar los objetivos de energía, pero

no son una herramienta adecuada para la selección de los servicios. La gran curva compuesta de la Tecnología Pinch, es una herramienta más apropiada para comprender la interfase entre el proceso y el sistema de servicios.

Las curvas compuestas fueron construidas por una combinación de las corrientes calientes para obtener la curva compuesta caliente y después por separado se combinaron las corrientes frías para así obtener la curva compuesta fría. La gran curva compuesta es construida por la combinación de las corrientes calientes y frías, después de hacer una asignación para el  $\Delta T_{min}$ .

Una gran curva compuesta típica es presentada en la figura 3.1.10. Esta muestra el flujo de calor a través del proceso contra la temperatura. El punto donde el flujo de calor es cero en la gran curva compuesta es el pinch, y podemos identificar los consumos de calor en la parte superior del pinch y las fuentes de calor por debajo como lo muestra la figura 3.1.10. Las áreas sombreadas en la figura 3.1.10 representan 'cavidades' de transferencia de calor proceso a proceso.

### La Gran Curva Compuesta

Las curvas compuestas nos muestran el alcance de la recuperación de energía y los servicios objetivo de calentamiento y enfriamiento. Otra herramienta de la tecnología pinch, la gran curva compuesta, ayuda al diseñador a seleccionar el mejor servicio individ-

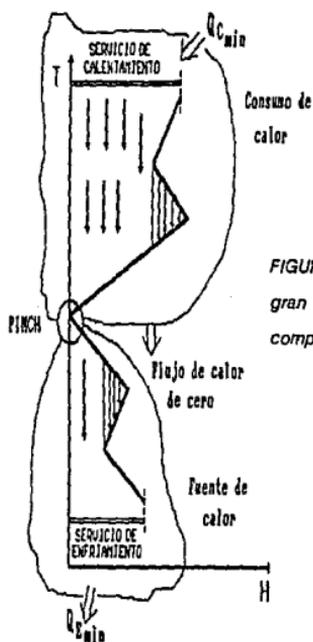


FIGURA 3.1.10. La gran curva compuesta.

ual o una mezcla de estos. La gran curva compuesta presenta el perfil de la separación horizontal (entalpía) entre las curvas compuestas construidas para un  $\Delta T_{min}$  permitido. Como se muestra en la figura 3.1.11, ésta construcción involucra el desplazamiento vertical de las curvas compuestas juntas. (para el  $\Delta T_{min}$  permitido) y después graficar la separación ( $\alpha$  en la figura 3.1.11).

La figura 3.1.10, muestra como la gran curva compuesta revela donde el calor es transferido entre los servicios y el proceso y donde el proceso puede satisfacer su propia demanda de calor.

### La colocación apropiada

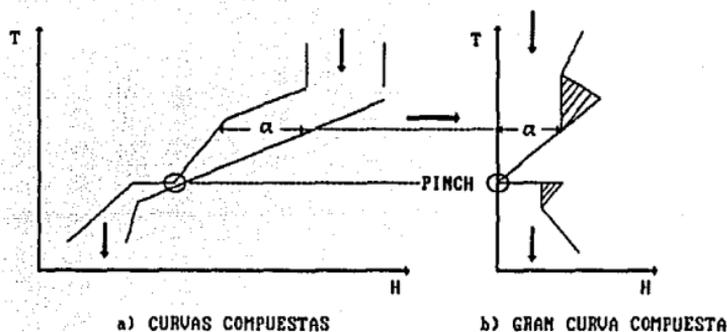


FIGURA 3.1.11. Construcción de la gran curva compuesta a partir de las curvas compuestas.

Otro importante concepto en la tecnología pinch es la colocación apropiada. Siendo ésta la integración de las operaciones de tal forma que haya una reducción en los requerimientos de servicios del sistema combinado. Considerando la integración de un evaporador de simple efecto dentro de un proceso figura 3.1.12. Un evaporador tiene dos cargas de calor: una carga utilizada para la vaporización y la otra para la

condensación. Por simplicidad, se asume que estas cargas son iguales. Si ambas cargas están en el mismo lado del pinch, no adicionan algún desbalance entre las entalpías de las corrientes calientes y frías en este lado del pinch (figura 3.1.12a). Por lo tanto, a través de la integración, el evaporador puede ser operado sin costos de servicios. Este es un ejemplo de una colocación apropiada.

Ahora se considerará el caso donde la carga de vaporización está en un lado del pinch y la carga para la condensación está en el otro lado. Ambos procesos de balances de entalpia se ven ahora afectados (figura 3.1.12b). Por lo que no se puede obtener ningún beneficio por la integración del evaporador. El evaporador se encuentra colocado en un lugar inapropiado.

Algunos principios para la colocación apropiada se han desarrollado también para las columnas de destilación, máquinas de calor, hornos y bombas de calor.

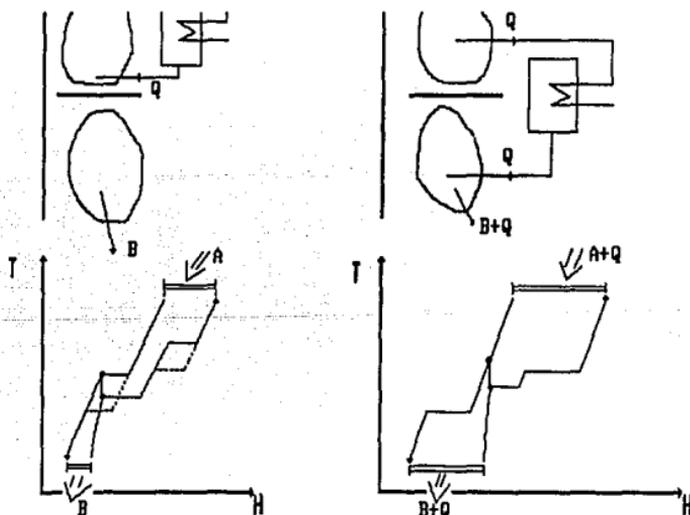


FIGURA 3.1.12. Colocación apropiada: la incorporación de operaciones dentro de un proceso para la reducción de los requerimientos totales en servicios.

### Area de transferencia objetivo

La pregunta importante por hacer sería. "¿Cuánta área total para la transferencia de calor será requerida?" Esto se puede demostrar de la siguiente forma, si las corrientes de proceso en una red de intercambiadores de calor están de tal modo que los apareos de las corrientes entre las curvas compuestas sean "verticales" (figura 3.1.13), entonces se minimiza el área total de transferencia de calor. Este arreglo es equivalente a un flujo simple a contracorriente en un intercambiador de calor individual.

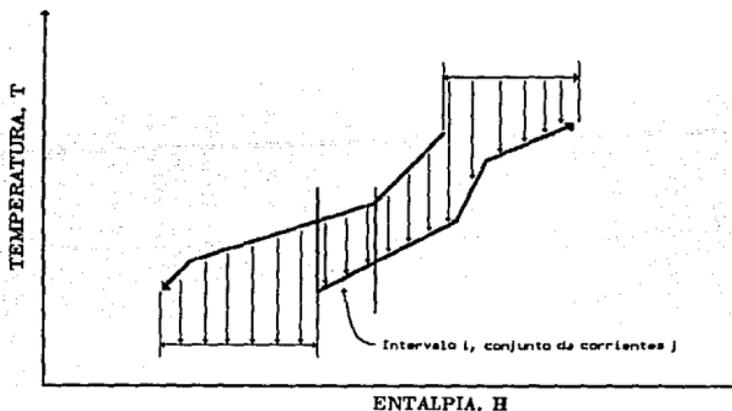


FIGURA 3.1.13. Los apareamientos verticales entre las curvas compuestas requieren menos área de transferencia de calor.

Cualquier apareamiento fuera del vertical (figura 3.1.14) obtendrá la ventaja local de un  $\Delta T$  grande. Sin embargo, después se requerirá de un apareamiento en la dirección opuesta (con un  $\Delta T$  pequeño). El efecto neto de tal "entrecruze" es un incremento en el requerimiento de área.

Para un sistema en el cual los coeficientes de transferencia de calor son uniformes, la suposición del apareamiento vertical conduce rigurosamente al área mínima. Para coeficientes de transferencia de calor no uniformes, el modelo vertical es una

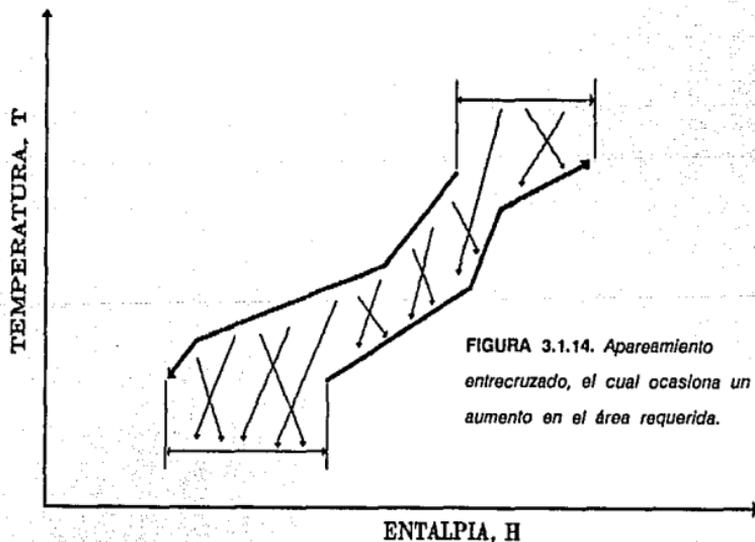
simplificación. Sin embargo, una aproximación numérica útil, la cual puede ser aplicada para ésta situación ha sido recientemente desarrollada, ecuación 3.1.5 (Townsend y

$$A_{\text{objetivo}} = \sum_i^{\text{Intervalos}} \frac{1}{\Delta T_{LM,i}} \left[ \sum_j^{\text{corrientes}} \left( \frac{q_j}{h_j} \right) \right] \quad (3.1.5)$$

Linnhoff):

donde, dentro del intervalo  $i$ , hay  $j$  corrientes (calientes o frías) con sus cargas individuales de calor,  $q_j$ , y su respectivo coeficiente de corriente "pelicular y ensuciamiento",  $h_j$ , como se muestra en la figura 3.1.13.  $\Delta T_{LM}$  es la diferencia de temperaturas media logarítmica en el intervalo  $i$ .

Esta ecuación proporciona un estimado útil del área mínima total de transferencia de



### Balance óptimo

Como hemos visto, ambos objetivos energía y área son función de la mínima aproximación de temperatura,  $\Delta T_{min}$ . Por lo tanto, están relacionados y se pueden optimizar (figura 3.1.15).

El punto óptimo puede ser determinado por un análisis detallado de costos. Este comprende la estimación de los costos de capital (dependiendo de detalles como el área de transferencia de calor, número de intercambiadores y corazas, materiales, presiones, etc.), y de los costos de operación (los cuales dependen del consumo de servicios, tipos, temperaturas, precios, etc.).

### Trampas topológicas

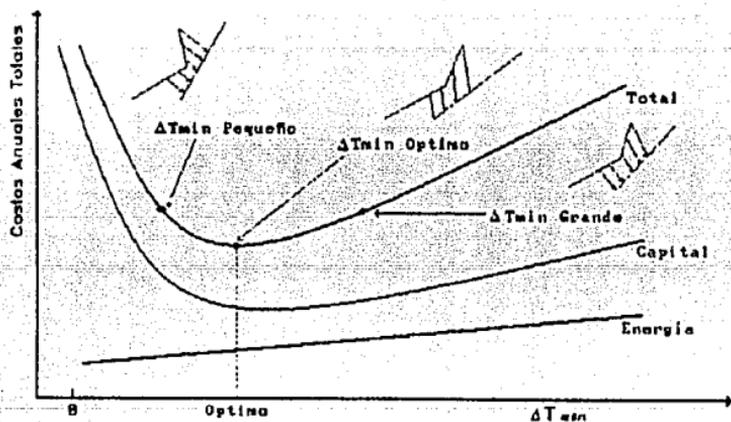


FIGURA 3.1.15.  $\Delta T_{min}$  óptimo.

Está bien entendido que diferentes valores de  $\Delta T_{min}$  producirán diferentes localizaciones en el pinch. Así, pueden resultar diferentes estructuras de la red. Si iniciamos con la estructura incorrecta, las técnicas convencionales de optimización no nos conducirán hacia el mejor resultado por ello no podemos hacer movimientos radicales de una estructura a otra.

Considerando el diseño de la figura 3.1.16. Este diseño corresponde al de una planta

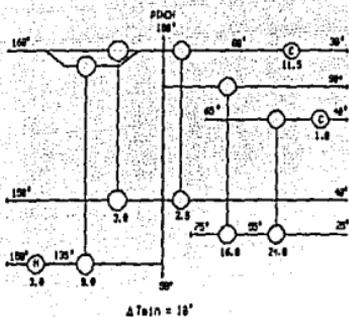


FIGURA 3.1.16. Diseño A.

Ahora consideraremos una planta similar construida en el Medio Oriente, donde el costo de la energía es bajo. El  $\Delta T_{min}$  óptimo está ahora en 30 °C. El pinch está localizado a 65 °C. La red para ésta situación es radicalmente diferente (Diseño B, figura 3.1.17). Esto es porque las diferentes localizaciones del pinch surgen de los diferentes  $\Delta T_{min}$ .

Intentando optimizar el Diseño A (el diseño de Europa) para el Medio Oriente por métodos convencionales, nos conducirán a un resultado significativamente inferior al Diseño B. Similarmente, al intentar optimizar el Diseño B para Europa llegaremos a un resultado significativamente inferior del Diseño A.

Dado que las técnicas convencionales de optimización son incapaces de cambiar las estructuras, entonces ¿cuál sería el método común para contar con un diagrama de flujo "estructuralmente optimizado" para utilizar en cualquier parte del mundo? Por lo general, dichos diagramas de flujo sólo son optimizados para satisfacer un sitio en

cp Considerando el diseño de la figura 3.1.16. Este diseño corresponde al de una planta que fue construida en Europa, donde el costo de la energía es alto. Este es un diseño con la tecnología pinch para el balance del costo óptimo basado en un  $\Delta T_{min}$  de 10 °C. El pinch se encuentra localizado a 100 °C (para las

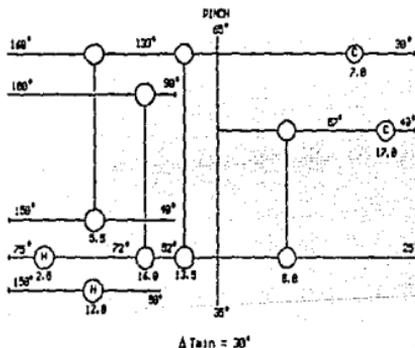


FIGURA 3.1.17. Diseño B.

particular, y no será estructuralmente optimizado por otros.

La elección del valor correcto de  $\Delta T_{min}$  es crucial. Las técnicas objetivo más recientes, descritas aquí, no sólo nos permiten predecir, antes de diseñar, el costo total óptimo, sino también el valor correcto correspondiente al  $\Delta T_{min}$ .

### Diseños que pueden ser modificados – un caso especial

Los proyectos que pueden ser modificados han sido un tanto improvisados (Tjoe y Linnhoff 1986). Hay diversas razones para esto. Una suposición común es aquella en la que una buena modificación hará el proceso existente similar a los diseños óptimos tradicionales de la actualidad. Esto no es así, el candidato a ser modificado tiene "idiosincrasia". Este puede presentar buenas oportunidades, así como restricciones difíciles. Una buena modificación explota las oportunidades y puede hacer que el proceso se vea del todo diferente al diseño óptimo tradicional. Dentro de los proyectos que pueden ser modificados, aparecen tres aproximaciones:

1. *Inspección*. Examinar la planta y seleccionar un proyecto intuitivamente. El resultado nunca es bastante seguro. Por lo general hay dudas remanentes. – "¿Podría ser la mejor respuesta?"
2. *Busqueda por computadora*. Esta aproximación puede consumir una gran cantidad de tiempo de computación y ser muy costoso. Más importante, es no proporcionar alguna apreciación en el problema y no necesariamente genera una buena solución.
3. *Tecnología pinch*. La aplicación de los principios pinch e incorporación de las apreciaciones del proceso durante el diseño. Si bien ésta aproximación ha sido utilizada industrialmente con buen éxito la experiencia del usuario es crucial para un buen resultado.

### Diseños a modificar por Inspección

La figura 3.1.18. muestra una simple red de intercambiadores de calor en la representación tipo "malla". La red contiene cuatro corrientes calientes (corriendo de

izquierda a derecha) y cinco corrientes frías (corriendo de derecha a izquierda). Hay cinco intercambiadores de calor (presentados como círculos enlazados en las corrientes sobresalientes), tres enfriadores (círculos con una C dentro) y dos calentadores (círculo con una H dentro). Las temperaturas de las corrientes se muestran arriba de las líneas de las corrientes. Las cargas de calor se encuentran abajo de cada intercambiador. Considerando una modificación de energía para ésta red.

Los datos de costos son:

Costo del combustible = 285,120 miles \$/(MW)(año)

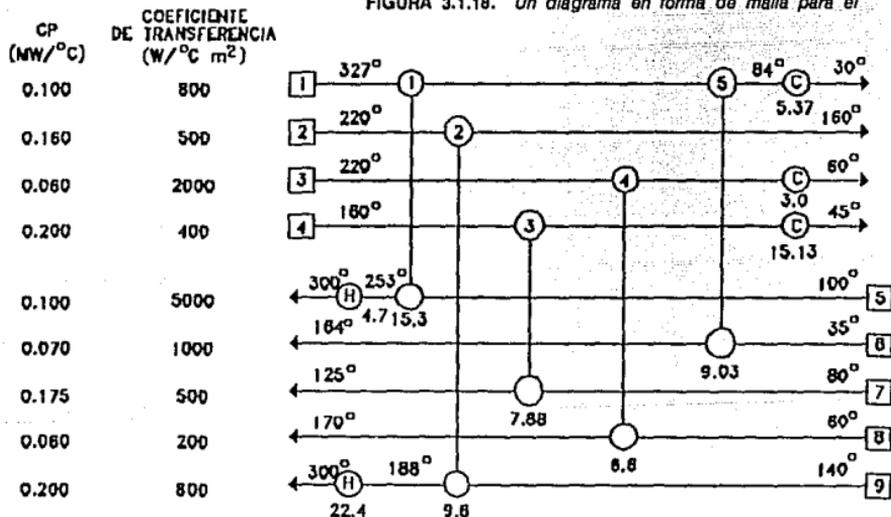
Costo de intercambiador de calor (instalación), £

$$C_E = 38,700 + 3,015 (A)^{0.83}$$

donde A = área de transferencia en  $m^2$

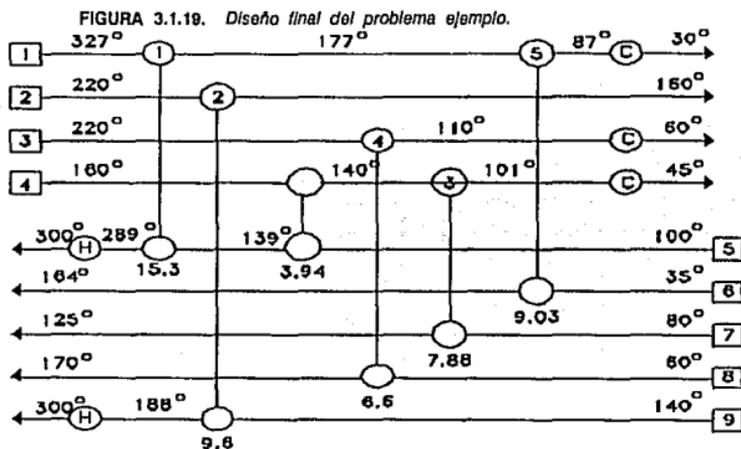
Una inspección inicial sugeriría poner en contacto las Corrientes 1 y 9. Esto reduciría

FIGURA 3.1.18. Un diagrama en forma de malla para el



la carga de calor en el calentador H2 y en el enfriador C1. La Corriente 1 se eligió con una mayor preferencia hacia la Corriente 2 porque su flujo capacitivo de calor es significativamente más alto.

Sin embargo, la integración de un nuevo intercambiador de calor no está completamente en línea. El nuevo intercambiador de calor afectaría la temperatura en el "corrientes de abajo" intercambiadores 2, lo cual conduce a la necesidad de área adicional. Entonces, si de cualquier forma fuera necesaria área adicional en el intercambiador 2, se debería considerar la corriente 5, con el propósito de reducir la carga en el enfriador C3. Con este tipo de razonamiento, la red puede resultar como la que se muestra en la figura 3.1.19. El ahorro total en energía para esta red es de 3.94 MW.



Pero, ¿porqué debemos elegir este nivel de ahorro de energía? Por la instalación de más área (invirtiendo más capital), tenemos que ahorrar más energía. Por la instalación de una menor área de intercambio, podemos ahorrar en capital, aunque ahorraremos menos energía.

Un análisis económico para diversos niveles de recuperación de energía se presenta en la tabla 3.1.3. Un cálculo simple expone que el "punto establecido" elegido en la figura 3.1.19 tiene un ahorro significativo de energía (cerca del 15%) en un periodo de recuperación considerable (2 años).

Pero, ¿qué tan bueno es este resultado? Puede existir una duda. ¿Podría ser ésta la mejor solución?

PUNTO	INVERSION (millones \$)	AHORROS (millones de \$)	RECUPERACION (ANO)
1	193.5	148.5	1.3
2	2,056.5	985.5	2.1
3	6,426	1,737	3.7

TABLA 3.1.3. Datos económicos del diseño modificado por inspección.

#### *Determinación de los objetivos a modificar*

En la figura 3.1.20 se presenta una grafica energía-área, en la cual se relacionan los requerimientos de energía con el área de transferencia de calor utilizada en un proceso dado. El punto A representa un caso donde las curvas compuestas son estrechas ( $\Delta T_{min}$  pequeño), con una alta recuperación de energía pero con una elevada inversión en área. El punto C relaciona las curvas compuestas que estan más separadas, produciendo una baja recuperación de energía pero una menor inversión. Tenemos una curva continua representando las redes las cuales estan todas sobres sus objetivos de energía y área. El punto B presenta el balance óptimo con bajos costos totales.

El área por debajo de la curva está iluminada y marcada como "infactible". Debido a que no es posible para un diseño ser mejor que su objetivo.

Sin embargo, ¿dónde debería estar situado un candidato a ser modificado? En el mayor número de casos, esperamos que se encuentre por arriba de la línea, punto X. Un diseño en el punto X no toma ventaja del área instalada o, visto de otra forma, no recupera una gran cantidad de energía como debería.

#### *Filosofía del objetivo*

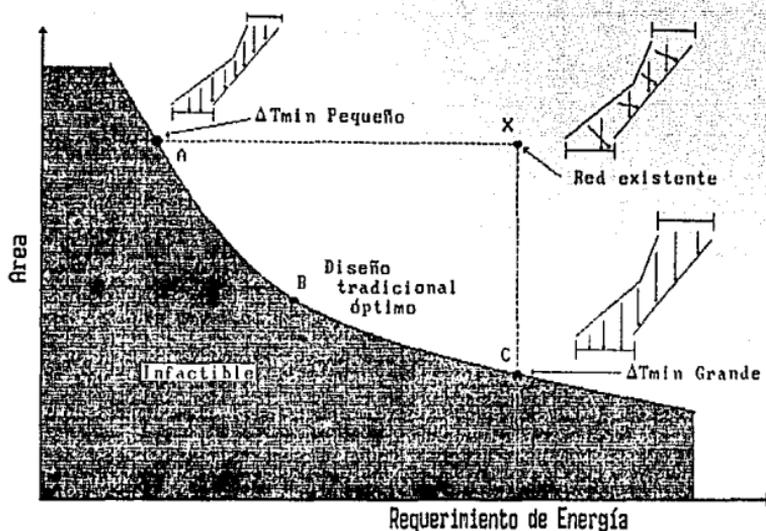


FIGURA 3.1.20. Objetivos de energía y área.

Nuestro primer objetivo debe ser el uso de área existente con mayor eficiencia. En otras palabras, debemos tratar de mejorar el uso ineficiente de área debido al "entrecruze", cambiando la aproximación de las curvas compuestas para ahorrar energía. El punto ideal hacia donde dirigirse desde el punto X (figura 3.1.20), deberá ser el punto A. En este punto se ahorrará tanta energía como sea posible utilizando el área existente. Sin embargo, en la práctica, por lo general se tiene que invertir algún capital para realizar cambios en la red existente al incrementar el área. Esto conduce a una "ruta" similar a la que es mostrada en la figura 3.1.21.

Por lo general están disponibles muchas opciones al diseñar, así existirán diversas rutas, como lo muestra la figura 3.1.22. Es claro que el costo efectivo de cada una de estas curvas será diferente. La curva más baja tendrá la menor inversión para un determinado ahorro.

Suponiendo que la mejor curva es la de la figura 3.1.22. La forma de esta curva es típica, la pendiente se incrementa con el aumento en la inversión. Esto implica que el período de recuperación se incrementa con el nivel de inversión.

ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

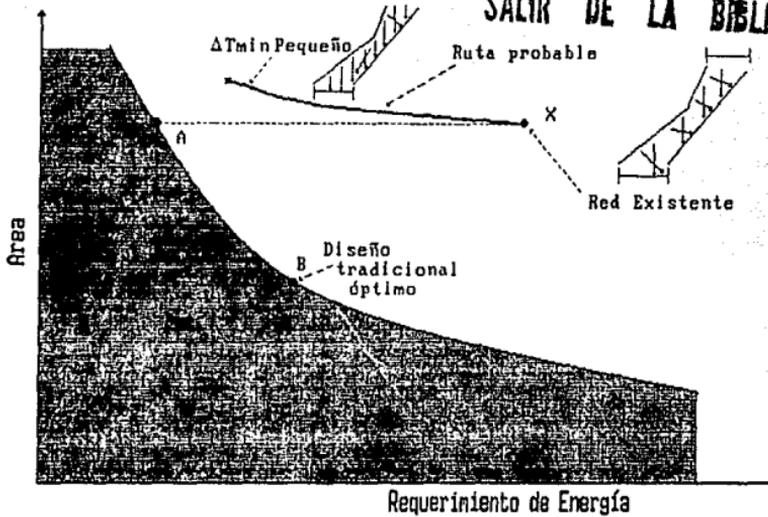


FIGURA 3.1.21. Rutas por seguir al rediseñar una red.

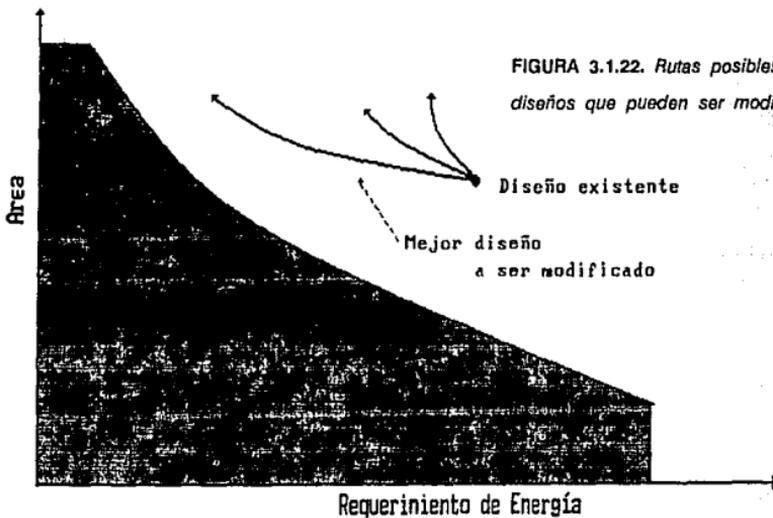


FIGURA 3.1.22. Rutas posibles para diseños que pueden ser modificados.

Utilizando costos dados de área y energía, la "mejor curva" puede fácilmente ser transformada en una relación ahorros/inversión, como la que es mostrada en la figura 3.1.23.



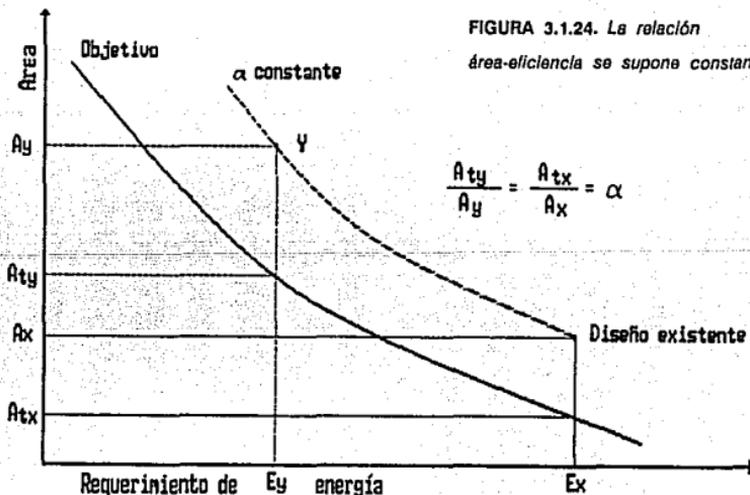
red, después de la modificación, utilizaremos área lo menos eficazmente como antes; si el proyecto es bueno, entonces no es probable colocar área nueva en una manera que reduzca la eficiencia de toda el área utilizada!

Definiendo una "eficiencia de área",  $\alpha$ , igual a la relación de área mínima requerida (objetivo) la cual actualmente se utiliza para una recuperación específica de energía (ecuación 3.1.6):

$$\alpha = \left( \frac{A_{\text{objetivo}}}{A_{\text{existente}}} \right) \quad (3.1.6)$$

Se espera que el valor de  $\alpha$  sea menor a la unidad en diseños prácticos. Un valor de la unidad indicará que "no hay entrecruzamiento". Un valor bajo de  $\alpha$ , corresponde al uso pobre del área, y el más grave entrecruzamiento.

Si se supone que  $\alpha$ , es constante a través de todo el intervalo de energía, obtendremos



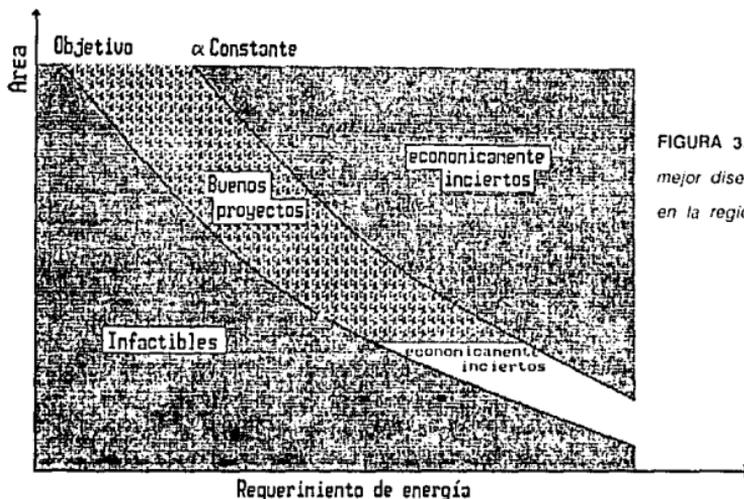


FIGURA 3.1.25. El mejor diseño aparece en la región clara

la curva mostrada en la figura 3.1.24. Esta curva forma el límite para el diseño. Ahora se pueden distinguir cuatro regiones diferentes en la grafica energía-área (figura 3.1.25): Una región en la cual los diseños son infactibles; dos regiones en las cuales no se esperan modificaciones económicas; y una cuarta región dentro de la cual deberán caer los buenos diseños a modificar.

Ahora se tienen límites dentro de los cuales esperamos encontrar un buen proyecto a ser modificado. Basandose en experiencias con diversos casos industriales, se adopto la curva constante  $\alpha$ , dando un objetivo conservativo. De la curva constante  $\alpha$  podemos determinar los ahorros que pueden ser hechos para diferentes niveles de inversión.

---

## 4 APLICACIONES

---

## 4. APLICACIONES.

### 4.1 *Tren precalentador de crudo.*

El fraccionamiento de aceite crudo en sus diversos "cortes" es un proceso común utilizado durante la refinación del petróleo. En la figura 4.1.1 se observa el diagrama de flujo de este proceso en una forma simplificada. La corriente de alimentación de aceite crudo se precalienta en tres secciones por medio del intercambio con las fracciones calientes que regresan de las columnas de destilación. La primera sección corre del almacenamiento a una unidad desaladora, la segunda de la desaladora a una columna flash la cual separa algo de nafta ligera, y la tercera del fondo del flash a la torre de crudo. El proceso de calentamiento se proporciona por medio de dos calentadores a fuego directo, los cuales precalienta el crudo que entra a la torre de crudo y uno de ellos provee de un reboiler para el agotador.

La red de intercambio de calor que se observa en el diagrama de flujo en la figura 4.1.1 se reproduce en una malla de corrientes en la figura 4.1.2, con las temperaturas de las corrientes y las cargas de calor de cada apareo. Estos datos fueron extraídos del diagrama de flujo, usando las cargas de calor y las temperaturas de diseño. En la tabla 4.1.1 se listan los datos de las corrientes.

#### *Diseño pinch*

Con los datos de las corrientes de la tabla 4.1.1 se calcula la *Tabla Algoritmo* (de la misma forma en que se hizo para la tabla 3.1.2) para un  $\Delta T_{\min} = 20$  °C, obteniendo un requerimiento de calentamiento de 60.7 MW, un requerimiento de enfriamiento de 42.5 MW y un pinch a 173 °C. Con estos resultados obtenidos de la *Tabla Algoritmo* se inicia el diseño usando "El método de diseño pinch", teniendo en mente que se desea maximizar la compatibilidad con la planta existente.

*Arriba del pinch.* En la figura 4.1.3a se observa el conjunto de corrientes arriba del pinch. El primer punto que se debe tomar en cuenta es que hay cinco corrientes

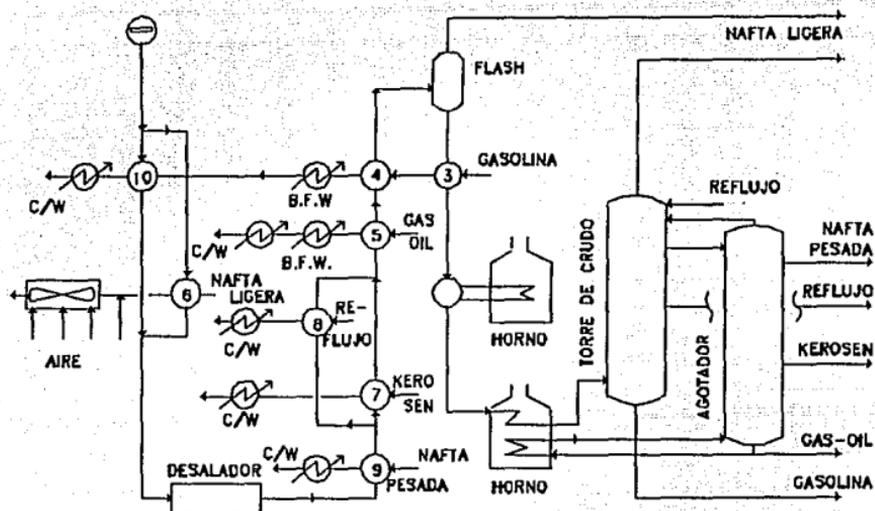


FIGURA 4.1.1. Diseño base del tren precalentador de crudo.

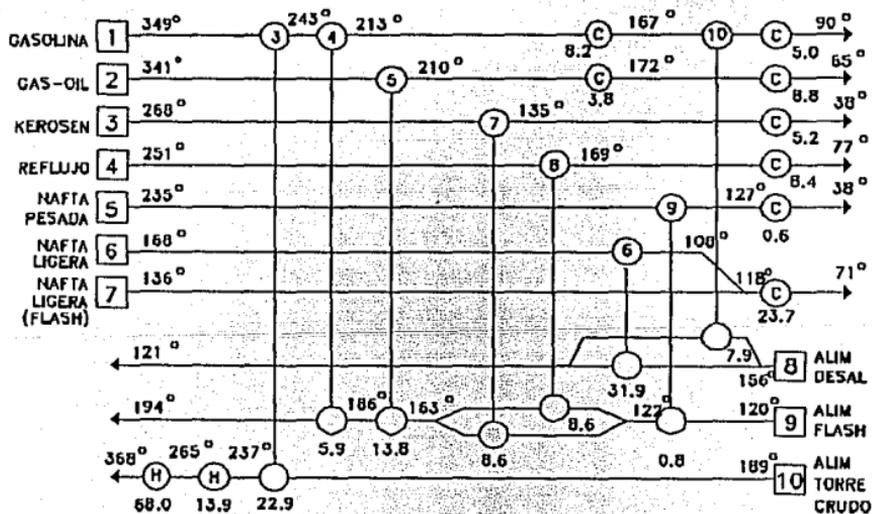


FIGURA 4.1.2. Representación en malla del tren precalentador de crudo.

CORRIENTE	T (°C)	H (MW)	CP=( $\Delta H/\Delta T$ )
1	349	49.8	
	243	27.0	0.215
	213	21.1	0.197
	167	12.9	0.178
	90	0.0	0.168
2	341	26.4	
	210	12.6	0.105
	172	8.8	0.100
	111	3.5	0.087
	65	0.0	0.076
3	268	13.9	
	135	5.2	0.065
	38	0.0	0.054
4	251	17.0	
	169	8.4	0.105
	77	0.0	0.091
5	235	1.4	
	127	0.6	0.008
	38	0.0	0.007
6	168	43.1	
	136	23.9	0.600
	118	15.3	0.478
	108	11.2	0.410
	71	0.0	0.303

TABLA 4.1.1. Datos de las corrientes.

CORRIENTE	T (°C)	H (MW)	CP=( $\Delta H/\Delta T$ )
7	136	12.6	
	118	8.0	0.256
	108	5.9	0.210
	71	0.0	0.159
8	19.6	0.0	
	121	39.9	0.379
9	120	0.0	
	122	0.8	0.400
	163	18.1	0.422
	186	31.9	0.600
	194	37.7	0.725
10	189	0.0	
	237	22.9	0.477
	285	36.8	0.496
	368	104.8	0.660

calientes y sólo una corriente fría en el pinch, por lo que la corriente fría deberá dividirse

en cinco. Esto, claramente podría ser impráctico; de este modo una o más de estas divisiones podría no ser tomada en cuenta. Como una simple primera evolución, la carga en la corriente 5 (la nafta pesada) arriba del pinch, la cual es pequeña en comparación con el servicio de calentamiento neto, se puede ignorar en el diseño arriba del pinch reduciendo el número requerido de divisiones en la corriente 9 de cinco a cuatro.

Las primeras decisiones de diseño se observan en la figura 4.1.3b, con la eliminación de la corriente 5 y el ajuste en conformidad con la carga en el proceso de calentamiento. Se observa que los cuatro apareos con las divisiones de la corriente 9 (la corriente de

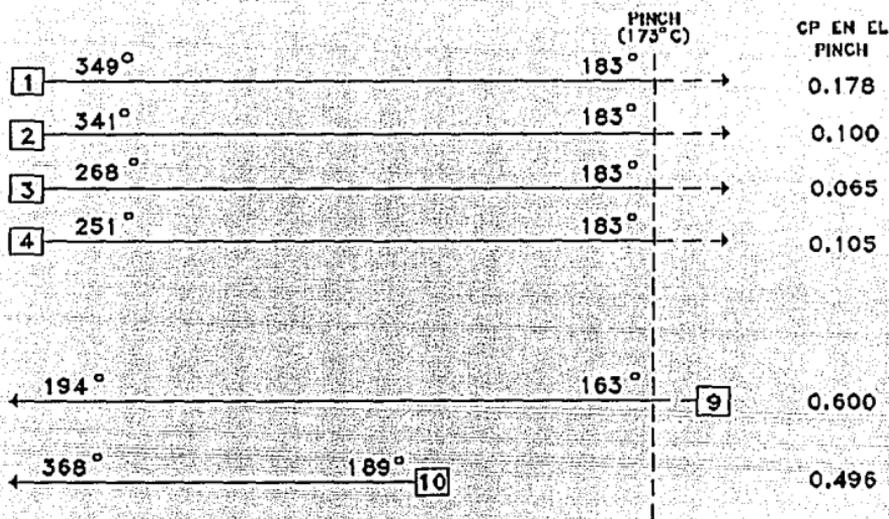


FIGURA 4.1.3a. Conjunto de corrientes arriba del pinch.

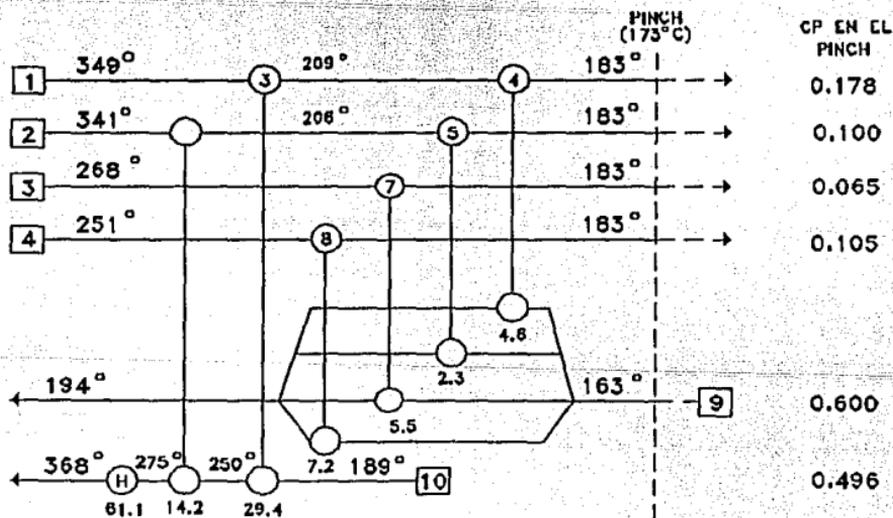


FIGURA 4.1.3b. Diseño arriba del pinch.

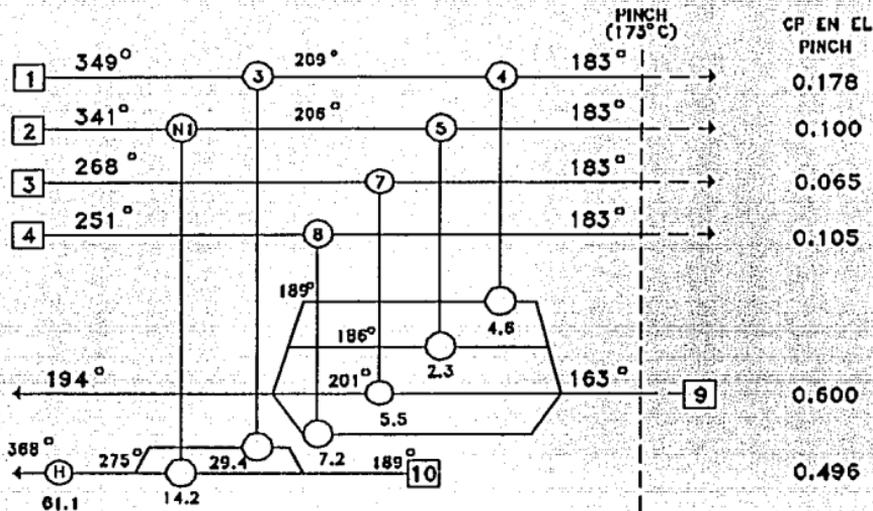


FIGURA 4.1.3c. Diseño arriba del pinch.

alimentación de la torre flash) básicamente están presentes en la planta existente. El apareo número 3 se agrega a la malla debido a que éste ya existe. Al asignar las cargas a los apareos. Los apareos 7 y 8 se maximizan de acuerdo con las corrientes 3 y 4. El apareo 3 no debe de enfriar la corriente 1 por abajo de los 209 °C (debido a que la temperatura de suministro de la corriente 10 es de 189 °C). Esto determina la carga máxima en el apareo 3, la cual llega a ser una decisión de diseño. Si se enfría la corriente 1 a 209 °C en este apareo, la carga en el apareo 4 queda fija. Esto vuelve fija la carga en el apareo 5 por el balance de entalpia en la corriente 9. Al fijar la carga en el apareo 5 se puede calcular la temperatura de la corriente 2 en el lado caliente del apareo. Esta llega a ser de 206 °C lo cual significa que en la corriente 2 queda un servicio de enfriamiento residual de 14.18 MW. Debido a que se obedece el método de diseño pinch, éste es el tamaño exacto del "hueco" que acompleta la carga de calor neta en la corriente 10 (colocando la carga mínima de 61.1 MW en el calentador de fuego directo). Por lo tanto se requiere de un apareo de esta carga entre la corriente

2 y la 10, como lo indica la línea punteada en la figura 4.1.3b. Sin embargo, un apareo secuencial como el indicado en la figura 4.1.3b no es factible. Una forma posible de resolver este problema es la de dividir la corriente 10 y colocar el apareo 3 y el nuevo apareo en ramas paralelas, como se observa en la figura 4.1.3c.

Este es el diseño completo arriba del pinch. Se puede observar que sólo se requiere de un apareo nuevo comparado con la planta existente.

Para finalizar, se puede observar que existe una pequeña violación del  $\Delta T_{min}$  en el extremo frío del apareo nuevo en la figura 4.1.3c. Sin embargo, se debe recordar que el  $\Delta T_{min}$  de 20 °C se eligió arbitrariamente.

*Abajo del pinch.* En la figura 4.1.4a se observa el conjunto de corrientes abajo del pinch. Una vez más, es necesario dividir la corriente 9 en cuatro ramas (por medio de las "reglas del CP", ecuación 3.1.2b y figura 3.1.7), al aplicar esta regla se produce la misma topología para los apareamientos 4, 5, 7, y 8. Los otros apareamientos existentes 6, 9 y 10 y todos los enfriadores también son incluidos como se observa en la figura 4.1.4b. Se observa que debido a que la suma de los CP de las corrientes 1 a 4 es casi exactamente igual al CP de la corriente 9 en el pinch, la fuerza directora mínima se mantienen a través de los apareos pinch. Esto significa que hay una flexibilidad al elegir la velocidad de flujo de la rama en la corriente dividida 9.

*El diseño MER completo.* El diseño MER completo se obtienen al unir los dos sistemas, con el resultado mostrado en la figura 4.1.5a. Los flujos calculados de las ramas de la corriente 9 en los dos sistemas no son compatibles. Sin embargo, debido a que existe algo de flexibilidad en las divisiones arriba del pinch, los flujos calculados de las ramas para abajo del pinch se adoptan para el diseño combinado. Esto significa que las temperaturas objetivo de las ramas individuales se cambian en el diseño combinado.

El diseño MER presentado en la figura 4.1.5a logra un ahorro de energía del 25% sobre el diseño presentado en el diagrama de flujo original (figura 4.1.1). Topológicamente, la única diferencia entre el diseño MER de la figura 4.1.5a y la planta existente es un

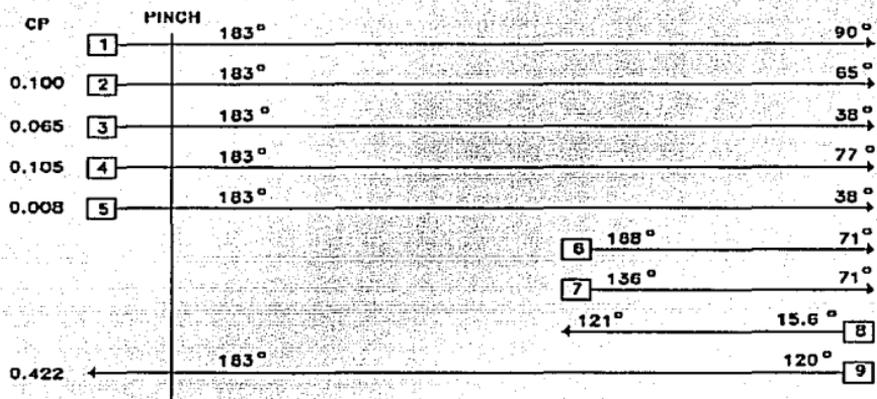


FIGURA 4.1.4a. Diseño abajo del pinch.

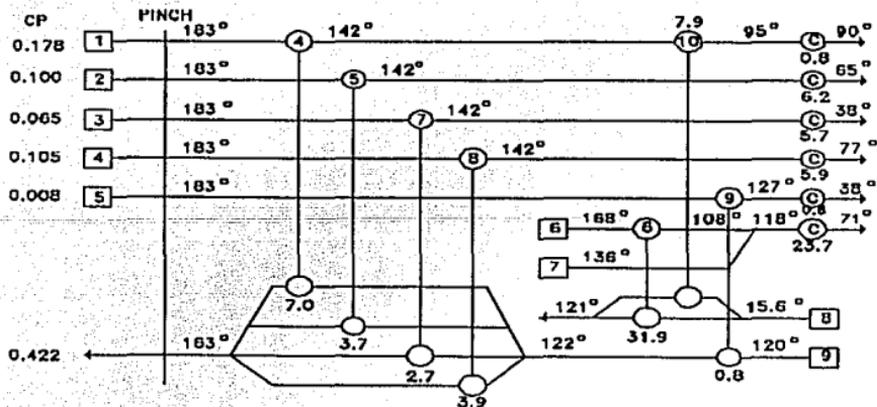


FIGURA 4.1.4b. Diseño abajo del pinch.

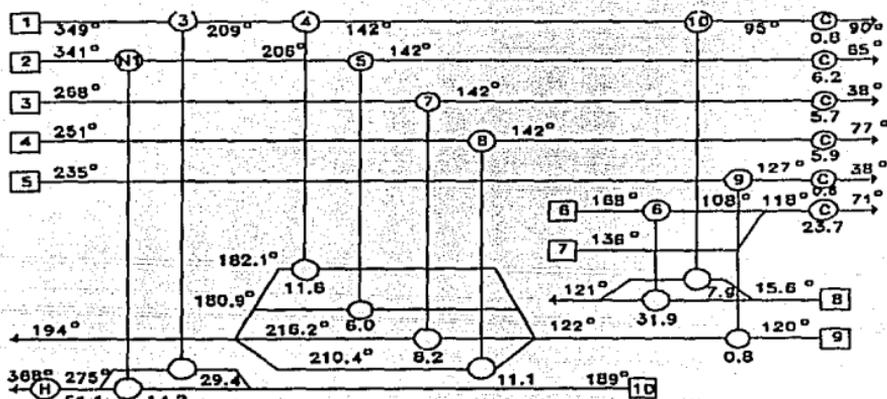


FIGURA 4.1.5a. Diseño MER.

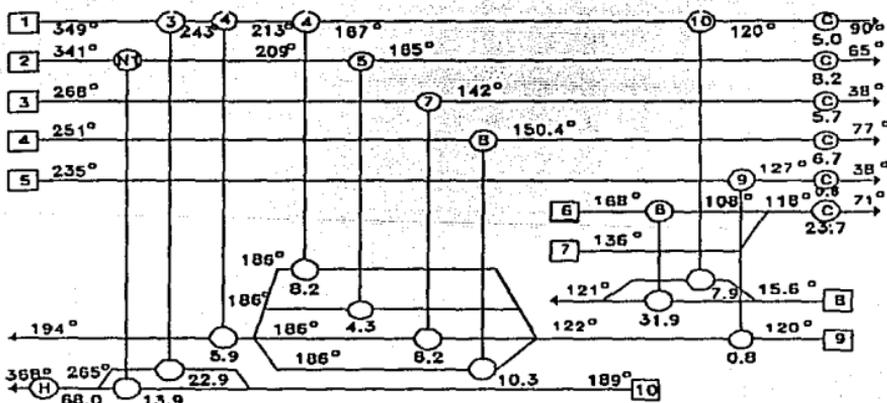


FIGURA 4.1.5b. Primera evolución del diseño.

APAREO	DISEÑO ORIGINAL	DISEÑO MER	DISEÑO EVOLUTIVO (4 DIVISIONES)	DISEÑO EVOLUTIVO (3 DIVISIONES)
N1		0.393	0.332	0.332
N2				0.210
3	0.288	0.714	0.337	0.337
4	0.159	0.549	0.412	0.476
5	0.152	0.286	0.147	
6	0.462	0.462	0.462	0.506
7	0.196	0.293	0.198	0.193
8	0.132	0.454	0.241	0.234
9	0.022	0.022	0.022	0.022
10	0.111	0.180	0.111	0.111
ENFRIADOR DE AIRE	0.550	0.550	0.550	0.392
$\Sigma$ UA	2.072	3.903	2.812	2.813

TABLA 4.1.2. Comparación de los valores de "UA" para los diferentes diseños (MW/°C).

apareo nuevo (denominado "N1").

El siguiente paso es el de realizar un análisis de la cantidad de área utilizada en los diseños. Este análisis se hace evaluando valores de área para cada unidad por medio de la ecuación  $UA = Q/\Delta T_{LMTD}$  (se considera que U es constante), los valores de UA del diseño original de la planta y los obtenidos por el diseño MER sintetizado se presentan en la tabla 4.1.2. En ésta se puede ver que el diseño MER presenta una penalización alta en términos de área adicional y del número de apareos que necesitan de alguna modificación. Una estrategia obvia que se podría tomar en cuenta en este diseño sería la de aumentar la carga de calor en el calentador de fuego directo arriba del máximo posible en el equipo existente, por ejemplo a 68 MW. En otras palabras, se "relaja" el diseño sólo hasta el punto donde el calentamiento adicional llegue a ser necesario.

Al adoptar esta estrategia, se obtienen el diseño de la figura 4.1.5b. Los correspondientes valores de UA se listan en la columna 4 de la tabla 4.1.2. Las cargas de apareo y las

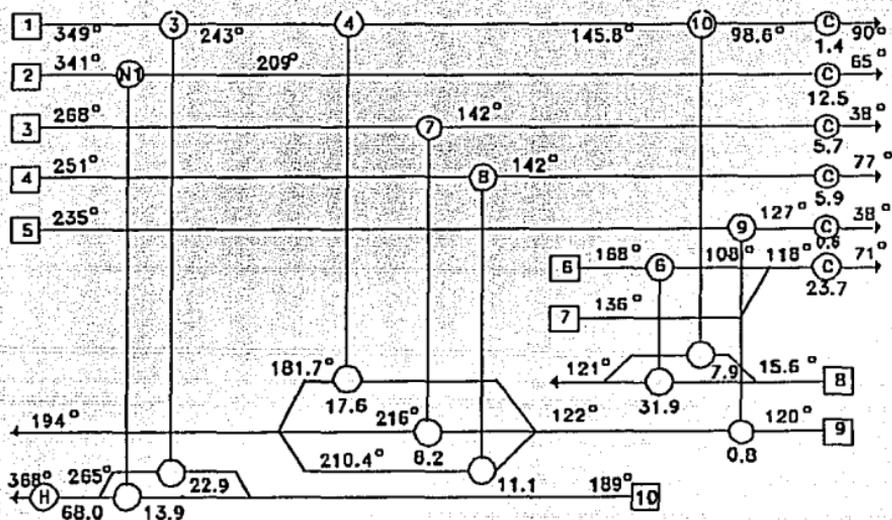


FIGURA 4.1.6a. Segunda evolución del diseño.

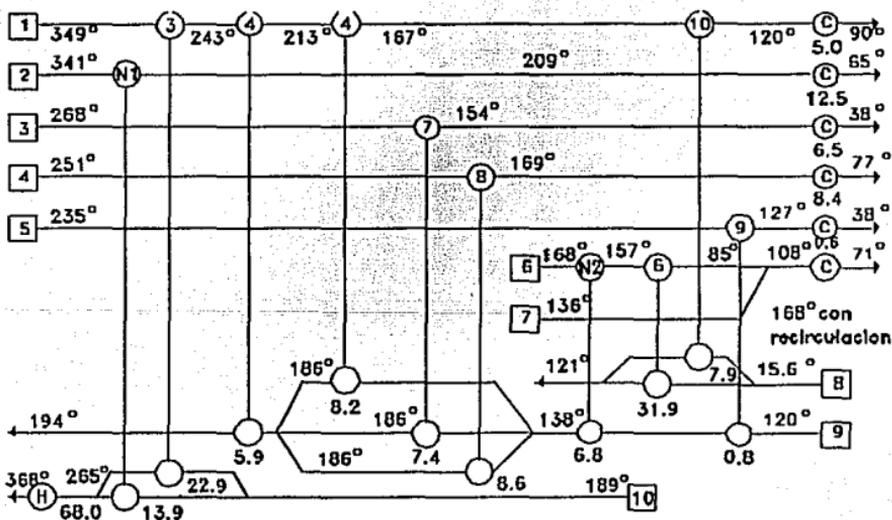


FIGURA 4.1.6b. Segunda evolución del diseño.

temperaturas de las corrientes se eligen de tal forma para un compatibilidad máxima con la planta existente. Esto permite que los apareos 3, 5, 6, 7, 9 y 10 permanezcan sin modificación. El apareo 4 se divide en dos partes para facilitar su transporte. Se observa que no sólo se reduce la extensión de la planta modificada en el diseño de la figura 4.1.5b, sino también la cantidad de área adicional.

Sin embargo, restan dos problemas potenciales en este diseño. Estos son las 4 divisiones de la corriente 9 y la necesidad de una modificación costosa del enfriador de aire. Este última dificultad puede ser superada por medio de una adición de área en el apareo 6. El efecto de eliminar uno de las ramas se observa en la figura 4.1.6a. La rama que se elige es la que contiene el apareo 5, por tanto el apareo 5 desaparece por completo. Este se eligió debido a que tiene la carga más pequeña de todos apareos de las ramas y debido a que la coraza del apareo 5 se puede volver a utilizar en el apareo nuevo N1. Sin embargo, se puede ver en la 4.1.6a que esta decisión tiene un efecto considerable en las fuerzas conductoras, regresando al diseño al punto donde los apareos 7 y 10 requieren de una modificación. Esta situación se puede aliviar por el paso mostrado en la figura 4.1.6b, Para facilitar la restringida fuerza conductora en los apareos de la corriente 9, se debe de determinar una fuente extra de calentamiento para la corriente 9. La única corriente disponible es la 6. Por lo tanto se introduce un apareo nuevo N2 produciendo el diseño de la figura 4.1.6b, con los apareos 7 y 10 restablecidos a su estado original, ahora el enfriador de aire no necesita ninguna modificación. Sin embargo el apareo 6 se tendría que incrementar en su tamaño. Este problema se puede llegar a resolver por la división de la corriente 6 y colocar el apareo nuevo N2 en una rama y el apareo 6 en la otra. El efecto es el de maximizar la fuerza directriz en el apareo 6, lo suficiente para cubrir la unidad existente. La mejor forma de implementar la división es tomando el calor de la corriente recirculación en la parte superior de la torre de crudo. Esta de forma efectiva forma la rama dividida para el apareo nuevo N2. El efecto es el de dividir la carga de calor disponible en la parte superior de la torre de crudo en dos apareos a una fuerza conductora máxima.

Los valores de  $UA$  para el diseño de la figura 4.1.6b se dan en la columna 5 de la tabla 4.1.2. Permitiendo comparar el diseño con el de la figura 4.1.5b. Este requiere del mismo número de modificaciones de los intercambiadores y la misma cantidad de área. Este necesita de un apareo más pero una división de corriente menos. En esta etapa del estudio no es posible decir que diseño es mejor hasta haber completado el análisis económico. Sin embargo, se puede decir que estos dos diseños prometedores se han encontrado como alternativas al diseño de la planta existente.

#### *Evaluación del diseño.*

Como se mencionó con anterioridad nuestro primer objetivo debe ser el de usar las áreas de transferencia existentes con la mayor eficiencia posible (filosofía del diseño), y también el de tratar de respetar lo mayor posible el diseño base.

Por lo tanto es fácil darse cuenta que de los diseños obtenidos el más cercano al diseño original es el de la figura 4.1.6b. Este diseño también se eligió como el diseño final debido a que es el que presenta el menor número de intercambiadores de calor modificados, tiene el menor número posible de ramificaciones y se elimina del proceso un intercambiador (5) el cual se podría volver a utilizar en uno de los intercambiadores nuevos (N1).

Sin embargo es necesario realizar una evaluación económica del diseño para determinar si éste es económicamente factible. Esta evaluación consiste en calcular los costos de las nuevas unidades de intercambio de calor, así el consumo de energía para compararlo con el diseño original.

#### *Cálculo de los intercambiadores de calor.*

A continuación se realizará el cálculo de áreas (aproximadas) de los intercambiadores nuevos (los cuales aportan los mayores costos en área de intercambio), así como un cálculo económico de dichos equipos:

#### INTERCAMBIADOR N1.

$$Q = 13.9 \text{ MW} = 1.39 \cdot 10^7 \text{ W.}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 41.94 \text{ K}$$

$$\Delta T_{LMTD} \text{ corregida} = 31.46 \text{ K}$$

$$Q/\Delta T = 441,830.9 \text{ W/K}$$

De tablas  $U = 500 \text{ W/m}^2\text{K}$ ,  $C = 0.441$  miles  $\$/(\text{W/K})$ .

$$\text{Area (aprox.)} = 883.7 \text{ m}^2$$

$$\text{Costo} = Q/\Delta T = 441,830.9 \cdot 0.441 = \text{miles } \$ 194,847.4$$

#### INTERCAMBIADOR N2.

$$Q = 6.8 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 33.37 \text{ K}$$

$$\Delta T_{LMTD} \text{ corregida} = 32.04 \text{ K}$$

$$Q/\Delta T = 212,217.2 \text{ W/K}$$

De tablas  $U = 500 \text{ W/m}^2\text{K}$ ,  $C = 0.405$  miles  $\$/(\text{W/K})$

$$\text{Area (aprox.)} = 424.4 \text{ m}^2$$

$$\text{Costo} = 212,217.2 \cdot 0.405 = \text{miles } \$ 85,947.9$$

#### INTERCAMBIADOR 4.

$$Q = 8.2 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 27.9 \text{ K}$$

$$\Delta T_{LMTD} \text{ corregida} = 24.35 \text{ K}$$

$$Q/\Delta T = 336,760.6 \text{ W/K}$$

De tablas  $U = 500 \text{ W/m}^2\text{K}$ ,  $C = 0.441$  miles  $\$/(\text{W/K})$

$$\text{Area (aprox.)} = 673.5 \text{ m}^2$$

$$\text{Costo} = \text{miles } \$ 148,511.4$$

Por lo tanto la inversión total sería de miles \$ 429,306.8

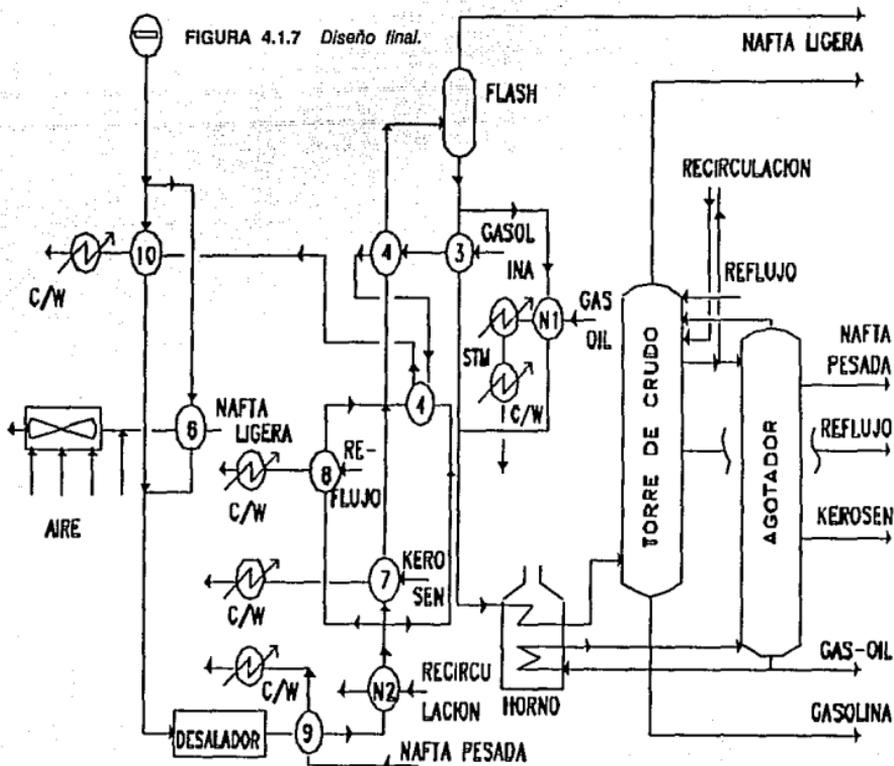
### CALCULO DEL AHORRO DE ENERGIA.

El siguiente paso es el cálculo del ahorro en el consumo de energía en este caso el consumo es de combustible consumido en el calentador a fuego directo. El costo del consumo de combustible es de; miles \$ 285,120/(MW)(año).

Por lo tanto:

Consumo de energía proceso original = 81.9 MW

Consumo de energía proceso modificado = 68 MW



Ahorro en energía = 13.9 MW

De donde:

Ahorro de energía en miles de pesos por año =  $285,120 * 13.9 =$  miles \$ 3'963,168.00  
por año. Por tanto el diseño final es el de la figura 4.1.7.

## 4.2 Planta de aromáticos.

*Descripción del proceso.* En la figura 4.2.1 se observa el diagrama de flujo de una planta de aromáticos. Los cortes de naftas ligeras y pesadas son las fuentes principales de alimentación de esta planta. La alimentación se vaporiza (H1) y se pasa a través de reactor desulfurador (R1). El calor se recupera del efluente del reactor en dos intercambiadores (A,B) antes de la condensación (C1) y la separación de gases(F1). El líquido de la etapa de separación se vuelve a calentar por medio del efluente del reactor (B) y se alimenta a una columna agotadora (D1) en la cual se remueven los componentes ligeros y los que contienen azufre.

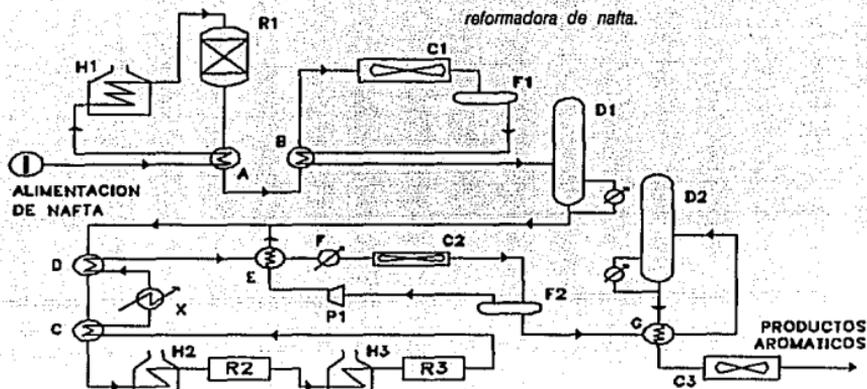
La corriente de nafta desulfurizada de la columna se mezcla con la recirculación gaseosa. La mezcla a dos fases se precaliente en una serie de intercambiadores de proceso (D,C). Finalmente, a la mezcla se le incrementa su temperatura a la de reacción que es de 500 °C por medio de un horno radiante (H2) calentado por una mezcla de gas y aceite combustibles.

La reacción se lleva a cabo en una serie de reformadores (R2, R3) con un calentador a fuego directo intermedio (3). El efluente reformado, a 490 °C, se enfría en una serie de intercambiadores, algunos precalientan la alimentación (C, D, E) y algunos proporcionan una fuente de calor para otros requerimientos del proceso (F, X).

Tiene lugar un enfriamiento final y una separación de gases en C2 y F2. El gas reciclado es comprimido en (P1) y precalentado en (E) antes de mezclarse con la alimentación reformada líquida. El líquido del tanque flash se pasa a través de una columna para su estabilización (D2) y un intercambiador convencional (G) se instala para reducir el requerimiento del reboiler al adicionar una alimentación precalentada. La corriente reformada finalmente se enfría en el enfriador C3 antes de su almacenamiento.

La red de intercambio de calor "base" (mostrada en el diagrama de flujo en la figura 4.2.1) se representa en forma de malla en la figura 4.2.2. La malla muestra a todos los

FIGURA 4.2.1. Diagrama de flujo de una reformadora de nafta.



intercambiadores de calor del diagrama de flujo, los calentadores y enfriadores con sus cargas de calor y sus correspondientes temperaturas (en °C). La aproximación de temperatura más pequeña observada en los intercambiadores de calor es de 10 °C, en el extremo caliente del intercambiador B. De este modo, se usará 10 °C como un estimado inicial para el  $\Delta T_{\min}$ .

Debido a que muchas de las corrientes no tienen marcados perfiles lineales de temperatura-entalpía, se realiza una linealización usando únicamente las cargas de calor y temperaturas del diagrama de flujo. Los datos ya linealizados se presentan en la tabla 4.2.1.

Con el uso de estos datos y un  $\Delta T_{\min} = 10$  °C se calcula la *Tabla Algoritmo* (tabla 3.1.2) la cual produce los siguientes resultados.

Requerimiento mínimo de servicios de calentamiento	= 46.5 MW
Requerimiento mínimo de servicios de enfriamiento	= 8.9 MW
Temperatura pinch	= 145 °C

Los servicios de calentamiento usados originalmente son de 57.2 MW, lo cual representa

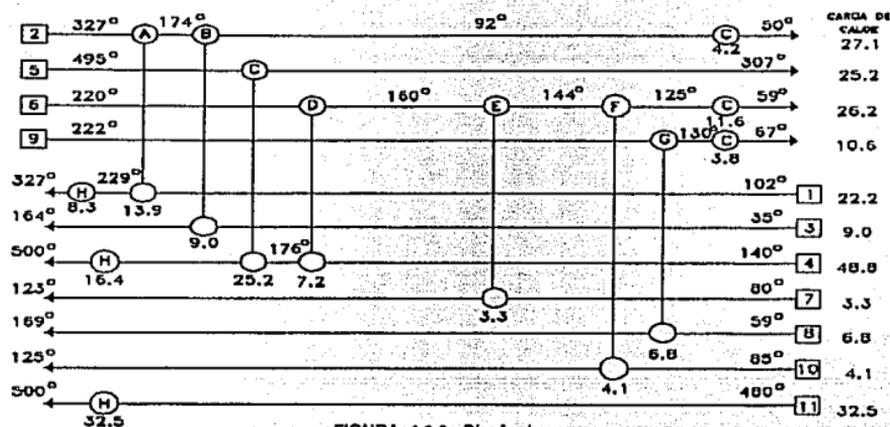


FIGURA 4.2.2. Diseño base.

CORRIENTE	T (°C)	H (MW)
1	102	0.0
	229	13.9
	327	22.2
2	327	27.1
	174	13.2
	92	4.2
	50	0.0
3	35	0.0
	164	9.0
4	140	0.0
	176	7.2
	367	32.4
	500	48.8
5	495	25.2
	307	0.0
6	220	26.2
	160	19.0
	144	15.7
	125	11.6
	59	0.0

CORRIENTE	T (°C)	H (MW)
7	80	0.0
	123	3.3
8	59	0.0
	169	6.8
9	220	10.6
	130	3.8
	67	0.0
10	85	0.0
	125	4.1
11	480	0.0
	500	32.5

TABLA 4.2.1. Datos de las corrientes de proceso.

un 23% de exceso de energía usada arriba del pinch.

#### *Diseño pinch.*

Una vez determinada la temperatura pinch con la ayuda del método de la Tabla Algoritmo, es fácil identificar los conjuntos de corrientes "arriba del pinch" y "abajo del pinch" (figura 4.2.3a y 4.2.3b).

*Arriba del pinch.* En la figura 4.2.3a se puede observar que las corrientes 2, 6 y 9 se deben enfriar a 150 °C con un de las cuatro corrientes frías en el pinch (1, 3, 4 u 8). Para la factibilidad de temperatura cada uno de estos apareos debe cumplir con la ecuación 3.1.2a. De esta forma, claramente se puede ver que la corriente 2 se debería aparear con la corriente 4, la corriente 6 debería ser dividida y apareada con la corriente 4 y 8, y la corriente 9 debería ser apareada con la corriente 1.

Para un diseño nuevo seguramente éstos deberían ser en esencia los apareos pinch. Para un estudio en el que se está modificando el diseño base se deben considerar una vez más los apareos, ya que en este diseño sobrarán los apareos A, B y G.

El calor en la corriente 2 se recupera a través de los apareos A y B, con la necesidad de una nueva división de la corriente. El calor de la corriente 6 se recupera a través del apareo D (aunque el apareo en forma inevitable violará el  $\Delta T_{\min}$ , debido a que el CP de la corriente caliente es más grande que el CP de la corriente fría), y el calor de la corriente 9 es parcialmente recuperado por la corriente 8 (una vez más con una inevitable violación del  $\Delta T_{\min}$ ) por medio del apareo G. Ahora el problema de diseño se reduce a la recuperación de calor de la corriente 5 y al calor residual en la corriente 9 (entre 222 °C y 174 °C).

Las corrientes receptoras de calor disponibles son la 1, 4 y 11. Examinando éstas se observa que el único candidato para el calor de la corriente 9 es la corriente 4. Este nuevo apareo viola el  $\Delta T_{\min}$ . El problema restante de diseño, la recuperación de calor de la corriente 5 se resuelve fácilmente al usar el apareo existente C. Los requerimientos residuales de calentamiento son suministrados por los servicios de calentamiento.



*Abajo del pinch.* Las corrientes 1, 3 y 8 (figura 4.2.3b) se deben calentar a 140 °C por intercambiadores de proceso. Los apareos existentes A y B (también usados arriba del pinch) son obvios, selecciones de diseño factibles, dejando el requerimiento para un segundo nuevo apareo entre las corrientes 6 y 1. Estos tres apareos satisfacen los requerimientos de calentamiento de las corrientes 1, 3 y 8. Las corrientes 7 y 10 ahora son suministradas con calor de los apareos existentes E y F con la corriente 6. Una vez más es esencial una división de corriente para la factibilidad, pero aun así los apareos E y F ahora violan el  $\Delta T_{min}$ .

*Diseño completo.* En esta etapa del estudio, se generaron diseños separados arriba y abajo del pinch, al realizar la evaluaciones detalladas de la factibilidad de la división de corrientes y del incremento del área de superficie de las unidades existentes. Se decidió que la división de las corrientes no sería atractiva y el diseño se relajaría por el consumo de más energía. Aparte por la eliminación de las divisiones de las corrientes; esta relajación conduciría a un incremento en el  $\Delta T_{min}$  (y una disminución del requerimiento en el área de superficie en general) y a la unión de los apareos duplicados A y G.

TABLA 4.2.2. Resumen del estudio de la planta de aromáticos.

ESQUEMA	H (MW)	% ARRIBA DEL MINIMO
DISEÑO ORIGINAL	57.2	23
DISEÑO II	54.7	18
DISEÑO III	52.1	12
DISEÑO MER	46.5	0

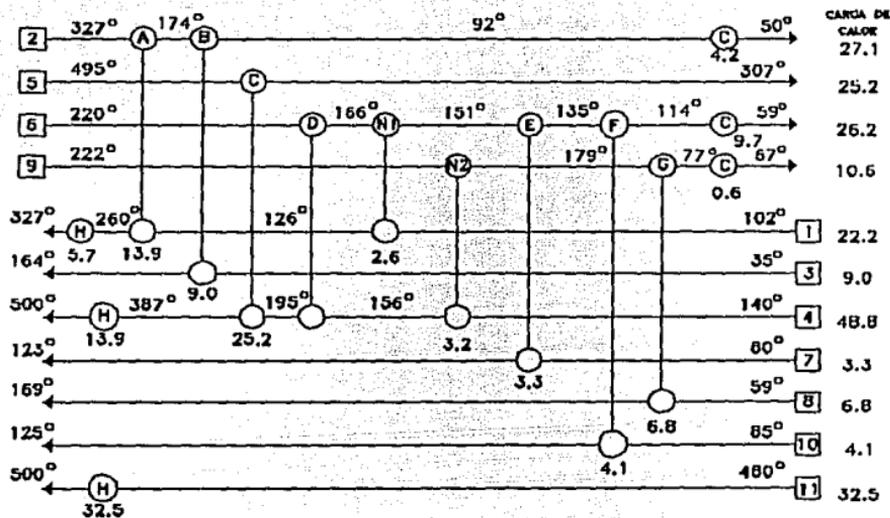


FIGURA 4.2.4. Diseño III.

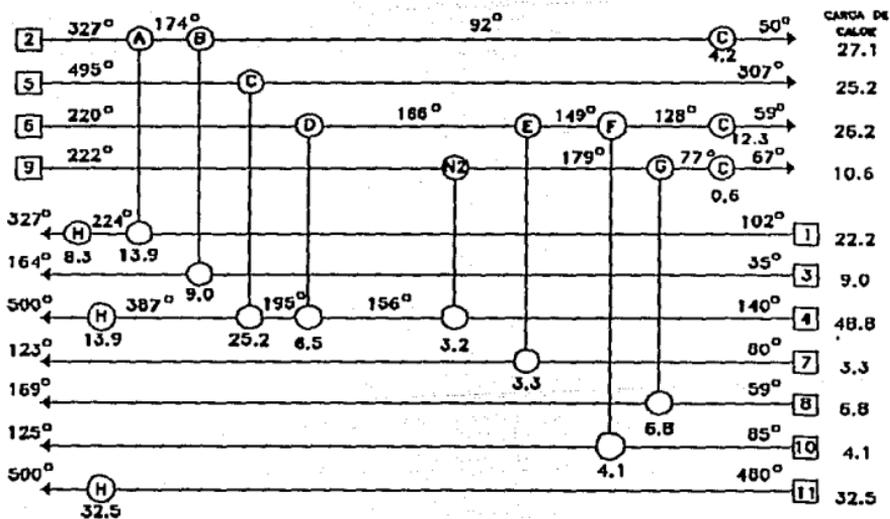


FIGURA 4.2.5. Diseño II.

El diseño resultante, denominado diseño III, se muestra en la figura 4.2.4. El servicio de calentamiento total utilizado es de 52.1 MW el cual corresponde a un 12% arriba del mínimo. Si además se reduce el diseño aplicando el criterio de relajación de energía, al eliminar el apareo nuevo entre las corrientes 6 y 1, y se minimiza el área de superficie adicional requerida en los apareos existentes, se llega al diseño denominado como diseño II (figura 4.2.5). En la tabla 4.2.2 se hace una comparación de los diseños II y III y el diseño de energía mínima con el diseño original.

#### *Evaluación del diseño.*

Como en el caso anterior ahora es necesario realizar una evaluación económica para poder decir cual es el diseño más factible.

#### **DISEÑO III**

##### **INTERCAMBIADOR N1.**

$$Q = 2.6 \text{ MW} = 2.6 \cdot 10^6 \text{ W.}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 44.35 \text{ K}$$

$$\Delta T_{LMTD} \text{ corregida} = 43 \text{ K}$$

$$Q/\Delta T = 60,437 \text{ W/K}$$

De tablas  $U = 500 \text{ W/m}^2\text{K}$ ,  $C = \text{miles } \$ 0.765/(\text{W/K})$

$$\text{Area (aprox.)} = 120.9 \text{ m}^2$$

$$\text{Costo} = 60,437 \text{ W/K} * \text{miles } \$ 0.765/(\text{W/K}) = \text{miles } \$ 46,234.3$$

##### **INTERCAMBIADOR N2.**

$$Q = 3.2 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 51.32 \text{ K}$$

$$\Delta T_{LMTD} \text{ corregida} = 48.49 \text{ K}$$

$$Q/\Delta T = 65,992.98 \text{ W/K}$$

De tablas  $U = 500 \text{ W/m}^2\text{K}$ ,  $C = \text{miles } \$ 0.63/(\text{W/K})$

Area (aprox.) = 131.98 m<sup>2</sup>

Costo = miles \$ 41,575.6

**Ahorro de energía.**

El ahorro de energía en este diseño es de 5.1 MW, los cuales corresponden a un ahorro de; miles \$ 1'454,112.00 por año.

**DISEÑO II**

**INTERCAMBIADOR N2.**

Debido a que es el mismo intercambiador que en el diseño III, entonces

Area (aprox.) = 131.98 m<sup>2</sup>

Costo = miles \$ 41,575.6

**Ahorro de energía.**

Para este diseño el salvamento de energía es de 2.5 MW, con un ahorro de; miles \$ 712,800.00 por año.

---

## 5 ANALISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

---

## 5.1 Análisis de resultados.

En el caso del tren precalentador de crudo se pudo determinar claramente que el mejor diseño era el de la figura 4.1.6b, debido a que éste tenía el menor número de intercambiadores de calor que debería ser modificados en comparación con el diseño de MER (figura 4.1.5b). Esto se logró con la adición de un nuevo intercambiador de calor (N2), el cual representaba un aumento en área y por consiguiente un aumento en la inversión total. Sin embargo, aún con la adición de área de superficie nueva la recuperación de energía (por la eliminación de un calentador de fuego directo) fue satisfactoria, teniéndose un ahorro de energía de casi 4 mil millones de pesos por año con el cual la inversión se recupera en menos de dos meses.

Por lo tanto, después de esta evaluación el diseño que se selecciono como el mejor es el de la figura 4.1.6b, el cual es representado por medio de un diagrama de flujo en la figura 4.1.7.

Para la planta de aromáticos se tomaron en cuenta otras consideraciones para determinar cual sería el mejor diseño. De este análisis se obtuvieron dos diseños finales los cuales tenían diferentes ahorros de energía (tabla 4.2.2) pero, a diferencia con el caso anterior ambos diseños casi son muy semejantes al diseño base. En otras palabras, no se tienen modificaciones en los intercambiadores existentes. Por esta razón fue necesario elegir el diseño final por medio de otros criterios. El primer diseño al que se lleo (figura 4.2.4) presentaba un considerable ahorro de energía con respecto al diseño base, sin embargo, contaba con dos apareos nuevos. Este mismo diseño fue sometido a un análisis por relajación de energía (proceso de reducir la recuperación de energía con el propósito de simplificar el diseño) del cual se obtuvo el diseño II. Este último presenta una menor recuperación de energía, pero, tiene un apareo menos, lo cual se traduce en una disminución de los costos por concepto de área de transferencia. Después de hacer la evaluación económica de ambos diseños se pudo ver que a una

menor inversión le corresponde un menor ahorro en energía, y por otro lado a una mayor inversión le corresponde una mayor recuperación de energía. Ambos diseños tienen aproximadamente el mismo tiempo de recuperación económica, por lo que la decisión de cual es el mejor diseño es difícil. Sin embargo, al tomar en consideración el argumento práctico de tomar el diseño más parecido al original, se obtuvo como diseño final el diseño II (figura 4.2.5).

En otras palabras, se toma como diseño final el II debido a que es el diseño al que se puede llegar realizando el menor número de modificaciones en el diseño original y aún así se obtiene un salvamento de energía.

## 5.2 Conclusiones.

Después de haber realizado el anterior estudio se puede decir que el Método de Diseño Pinch se puede utilizar tanto en problemas elementales como en casos reales, para producir buenos diseños representados por ahorros considerables en energía, los cuales se desarrollan en poco tiempo y necesitan para su análisis un mínimo de datos.

El Método de Diseño Pinch va más allá de una simple determinación de los requerimientos de servicios mínimos, mediante su uso se puede determinar la colocación adecuada de los apareos (intercambiadores de calor) para lograr así una recuperación de energía en el diseño.

El Método de Diseño Pinch se puede usar sistemáticamente para analizar procesos ya existentes (en operación) y determinar si es posible obtener una recuperación de energía al realizar alguna o algunas modificaciones en el proceso; de manera que éstas representen una inversión mínima la cual pueda recuperarse en un período a corto plazo.

Para finalizar es necesario resaltar que el Método de Diseño Pinch es un técnica la cual se debe de tomar muy en cuenta debido a que su empleo no requiere de cálculos muy complejos y por medio de éste se logran considerables ahorros de energía.

---

## 6 BIBLIOGRAFIA

Ahmad S. Heat exchanger networks: cost trade-offs in energy and capital. Ph.D. Thesis, University of Manchester, Inst. of Sci. and Technol. (1985).

Boland D. and B. Linnhoff. The preliminary design of networks for heat exchange by systematic methods. *The Chem. Engr.* 9-15 (1979).

Cerda J. and A. W. Westerberg. Synthesizing heat exchanger networks having restricted stream/stream match using transportation problem formulations. *Chem. Engng. Sci.* 38, 1723-1740 (1983).

Cerda J., A. W. Westerberg, D. Mason and B. Linnhoff. Minimum utility usage in heat exchanger network synthesis--a transportation problem. *Chem. Engng. Sci.* 38, 373-387 (1983).

Evans L.B. Advances in process flowsheeting systems. Foundations of computer-aided chemical process design.

Floudas C. A. and I. E. Grossmann. Synthesis of flexible heat exchanger network for multiperiod operation. *Comput. chem. Engng.* 10, 153-168 (1986).

Floudas C. A. and I. E. Grossmann. Automatic generation of multiperiod heat exchanger network configurations. *Comput. chem. Engng.* 11, 123-142 (1987a).

Floudas C. A. and I. E. Grossmann. Synthesis of flexible heat exchanger networks with uncertain flowrates and temperatures. *AIChE Mtg.* Houston, Texas (1987b).

Floudas C. A., A. R. Ciric and I. E. Grossmann. Automatic synthesis of optimum heat exchanger network configurations. *AIChE J.* 32, 276-290 (1986).

Flower J. R. and B. Linnhoff. Computer aided synthesis of energy recovery schemes. *ICHEME Conf. Comput. Chem. Engng*, Edinburgh (1977)

Goldstick R. and A. Thumann. Principles of waste heat recovery. *The Fairmont Press, Inc.* (1986).

Greenkorn R. A., L. B. Koppel and S. Raghavan. Heat exchanger network synthesis-a thermodynamic approach. *AIChE Mtg. Miami* (1978).

Grossmann I. E. and R. W. H. Sargent. Optimum design of heat exchanger network. *Comput. chem. Engng.* 2, 1-7 (1978a).

Gundersen T. and L. Naess. The synthesis of cost optimal heat exchanger networks. *Comput. chem. Engng.* 12, 503-530 (1988).

Hama A. and M. Matsumura. Stage-by-stage synthesis of cost optimal heat exchanger networks. *Proc. (Technical Sessions) Int. Conf. Proc. Syst. Engng. (PSE-82)*, 106-113. Kyoto (1982).

Hohmann E. C. Optimum networks for heat exchange. Ph.D. Thesis, Univ. of Southern California (1971).

Huang F. and R. V. Elshout. Optimizing the heat recovery of crude units. *Chem. Engng. Prog.* 72, 68-74 (1976).

Hwa C. S. Mathematical formulation and optimization of heat exchanger networks using separable programming. *AIChE-I Chem. E. Symp. Ser.* 4, 101-106 (1965).

Jirapongphan S., J. F. Boston, H. I. Britt and L. B. Evans. A nonlinear simultaneous modular algorithm for process flowsheet optimization. *AIChE Mtg.* Chicago (1980).

Kardos J. and O. Strelow. Structural synthesis of heat exchanger networks with standardized exchangers. *Proc. 4th Conf. Appl. Chem., Unit Operation Proc.*, 1, 65-70, Ver-zprem, Hungary (1983).

Kelahan R. C. and J. L. Gaddy. Synthesis of heat exchange network by mixed integer optimization. *AIChE Jl.* 23, 816-822 (1977).

Kern D. Q. *Procesos de transferencia de calor. Cia. Editorial Continental, S.A. de C.V., México* (1984)

Kesler M. G. and R. O. Parker. Optimal networks of heat exchange. *Chem. Engng. Prog. Symp. Ser.* 65, 111-120 (1969).

Kobayashi S., T. Umeda and A. Ichikawa. Synthesis of optimal heat exchangersystems-an approach by the optimal assignment problem in linear programming. *Chem. Engng. Sci.* 26, 1367-1380 (1971).

Kremser A. *Natl. Petrol. News*, Vol. 22 (may 21, 1930).

Lee K. F., A. H. Masso and D. F. Rudd. Branch and bound synthesis of integrated process designs. *Ind. Engng. Chem. Fundam.* 9, 48-58 (1970).

Linnhoff B. Thermodynamic analysis in the design of process networks. Ph.D Thesis. University of Leeds (1979).

Linnhoff B. New concepts in thermodynamics for better chemical process design. *Trans IChem. Chem. Eng. Res. Des.* 61, 207-223 (1983).

Linnhoff B. The process/utility interface. Paper prepared for the second international meeting, "Rational Use of Energy" Lege, Belgium, 10-12 march (1986).

Linnhoff B. and S. Ahmad. SUPERTARGETING: or the optimisation of heat exchanger networks prior to design. *World Cong. III, Chem. Engng.* Tokyo (1986a).

Linnhoff B. and S. Ahmad. SUPERTARGETING: optimum synthesis of energy management systems. *ASME Mtg.* Anahaim, California (1986b).

Linnhoff B. and K. J. Carpenter. Energy conservation by exergy analysis-the quick and simple way. *Proc. 2nd World-Cong. Chem. Engng.* Montreal, Canada (1981).

Linnhoff B. and J. R. Flower. Synthesis of heat exchanger networks: I. Systematic generation of energy optimal networks. *AIChE JI* 24, 633-642 (1978a).

Linnhoff B. and J. R. Flower. Synthesis of heat exchanger networks: II Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality. *AIChE JI* 24, 642-654 (1978b).

Linnhoff B. and Hindmarsh. The pinch design method for heat exchanger networks. *Chem. Engng. Sci.* 38, 745-763 (1983).

Linnhoff B. and Kotjabasakis. Design of operable heat exchanger networks. *Proc. U. K. Nat. Conf. Heat Transfer*, Vol. 1, 599-618, Leeds (1984).

Linnhoff B. and S. Parker. Heat exchanger networks with process modification. *ICHEME*

*Annl Res. Mtg. Bath* (1984).

Linnhoff B. and G. T. Polley. General process improvements through pinch technology. *Chem. Engng. Prog.* 51-58 (june 1988).

Linnhoff B. and D. W. Townsend. Designing total energy systems. *Chem. Engng. Prog.* 78, 72-80 (1982).

Linnhoff B. and J. A. Turner. Heat-recovery networks: new insights yield big savings. *Chem. Engng.* 88, 56-70 (1981).

Linnhoff B. and D. R. Vredevelde. Pinch technology has come of age. *Chem. Engng. Prog.* 80, 33-40 (1984)

Linnhoff B. and W. D. Witherell. Pinch technology guides retrofit. *Oil & Gas J.* 84, 54-65 (1986).

Linnhoff B., D. R. Mason and I. Wardle. Understanding heat exchanger networks. *Comput. chem. Engng.* 3, 295-302 (1979).

Mahalec V., H. Kluzik and L. B. Evans. Simultaneous modular algorithm for steady-state flowsheet simulation and design. Presented at the 125th symposium on computer applications in chemical engineering, European Federation of Chemical Engineering, Montreux, Switzerland, april 8-11 (1979).

Masso A. H. and D. F. Rudd. The synthesis of system designs. II. Heuristic structuring. *AIChE JI* 15, 10-17 (1969).

Menzies M. A. and A. I. Johnson. Synthesis of optimal energy recovery networks using discrete methods. *Can. J. Chem. Engng.* 50, 290-296 (1972).

Miltson R. J. Number de shells vs number of units in heat exchanger networks design. M.Sc. Thesis Univ. of Manchester, Inst. of Sci. and Technol. (1984).

Nishida N., S. Kobayashi and A. Ichikawa. 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).

Nishida N., Y. A. Liu and L. Lapidus. Studies in chemical process design and synthesis: III. A simple and practical approach to the optimal synthesis of heat exchanger networks. *AIChE JI* 23, 77-93 (1977).

Nishida N., G. Stephanopoulos and A. W. Westerberg. A review of process synthesis *AIChE JI* 27, 321-351 (1981).

Nishitani H., E. Kunugita and I. T. Fan. On the vector optimization of heat exchange. *J. Chem. Engng. Japan* 15, 475-480 (1982).

Papoulias S. A. and I. E. Grossmann. A structural optimization approach in process synthesis-II. Heat recovery networks. *Comput. chem. Engng.* 7, 707-721 (1983).

Pethe S., R. Singh and F. C. Knopf. A simple technique for locating loops in heat exchanger networks. *Comput. chem. Engng.* 13, 859-860 (1989).

Pho T. K. and L. Lapidus. Topics in computer-aided design: II. Synthesis of optimal heat exchanger networks by tree searching algorithms, *AIChE JI* 19, 1182-1189 (1973).

Ponton J. W. and R. A. B. Donaldson. A fast method for the synthesis of optimal heat exchanger networks. *Chem. Engng. Sci.* 29, 2375-2377 (1974).

Rathore R. N. S. and G. J. Powers. A forward branching scheme for the synthesis of energy recovery systems. *Ind. Engng. Chem. Process Des. Dev.* 14, 175-181 (1975).

Rev E. and Z. Fonyo. Synthesis of heat exchanger networks. *Chem Engng. Commun.* 18, 97-106 (1982).

Rosen E. M. A machine computation method for performing material balances. *Chem. Engng. Prog.* 58, 69-73 (1962).

Rosen E. M. and A. C. Pauls. Compute-aided chemical process design: The FLOWTRAN system. *Comput. chem. Engng.* 1, 11-21 (1977).

Saboo A. K., M. Morari and R. D. Colberg. RESHEX-an interactive software package for the synthesis and analysis of resilient heat exchanger networks-I. Program description and application. *Comput. chem. Engng.* 10, 577-589 (1986a).

Saboo A. K., M. Morari and R. D. Colberg. RESHEX-an interactive software package for the synthesis and analysis of resilient heat exchanger networks-II. Discussion of area targeting and networks synthesis algorithms. *Comput. chem Engng.* 10, 591-599 (1986b).

Saboo A. K., M. Morari and D. C. Woodcock. Design of resilient processing plants: VIII. A resilience index for heat exchanger networks. *Chem Engng. Sci.* 40, 1553-1565 (1985).

Shah J. V. and A. W. Westerberg. Evolutionary synthesis of heat-exchanger networks. *AIChE Mtg.*, Los Angeles (1975).

Shah J. V. and A. W. Westerberg. EROS: a program for quick evaluation of energy recovery systems. *Comput. chem. Engng.* 4, 21-32 (1980).

Siirola J. J. Status on heat exchanger network synthesis. *AIChE Mtg.* Tulsa (1974).

Smith B. D. and W. K. Brinkley. General shortcut equation for equilibrium stage process. *AIChE JI* 6, 446-450 (1960).

Smith R. and B. Linnhoff. The design of separators in the context of overall processes. *Chem. Eng. Res. Des.* 66, 195-228 (1988).

Stephanopoulos G. Synthesis of process flowsheets: An adventure in heuristic design or a utopia of mathematical programming ?. Foundation of computer-aided chemical process design.

Tjoe T. N. and B. Linnhoff. Using pinch technology for process retrofit. *Chem. Engng.* 93,47-60 (1986).

Townsend D. W. and B. Linnhoff. Surface area targets for heat exchanger networks. *ICHEME Annl. Res. Mtg.* Bath (1984).

Umeda T., J. Itoh and K. Shiroko. Heat exchange system synthesis by thermodynamic approach. *Proc. Pacif. Chem. Engng. Cong.* 2, 1216-1223 (1977).

Umeda T., J. Itoh and K. Shiroko. Heat exchange system synthesis. *Chem Engng. Prog.* 74, 70-76 (1978).

Umeda T., T. Harada and K. Shiroko. A thermodynamic approach to the synthesis of

heat integration systems in chemical processes. *Comput. chem. Engng.* 3, 273-282 (1979a).

Umeda T., K Niida and K. Shiroko. A thermodynamic approach to heat integration in distillation systems. *AIChE JI* 25, 423-429 (1979b).

Wells G. and M. Hodgkinson. The heat content diagram way to heat exchanger networks. *Proc. Engng.* August, 59-63 (1977).

Westerberg A. W. *Chem. Eng. Educ.* 5, 180 (1971).

Westerberg A. W. A review of process synthesis. *ACS Symp. Ser.* 124 (1980).

Westerberg A. W. Optimization in computer-aided design. Paper presented at Conference on Foundations of Computer-Aided Process Design, Henniker, NH, July 6-11 (1980).

Westerberg A. W., H. P. Hutchison, R. L. Motard and P. Winter. Process flowsheeting. *Cambridge University Press*, Cambridge, England (1979).

---

## 7 APENDICE

---

**Análisis U.A.:** Procedimiento de cálculo de los valores UA ( $= Q/\Delta T_{LM}$ ) para apareos en una red de intercambio de calor, con el propósito de calcular los costos preliminares y optimizar.

**Apareamiento cíclico:** Apareamiento repetido de pares de corrientes de proceso.

**Apareo pinch:** Intercambiador de proceso, el cual lleva una corriente a su temperatura pinch (por ejemplo, las corrientes calientes arriba del pinch, las corrientes frías abajo del pinch).

**Cascada:** Conjunto de flujos de calor a través de un problema de recuperación de calor, en estricto orden descendente de temperatura (como se calcula en el análisis de la Tabla Algoritmo- ver Tabla Algoritmo).

**Ciclo:** Sistema de conexiones en una red de intercambio de calor el cual forma una ruta cerrada.

**Colocación apropiada:** Apareamiento de motores de calor o bombas de calor relativo a la recuperación de calor pinch para un mejor desempeño combinado de energía.

**Contribución del  $\Delta T_{min}$ :** Valor de la diferencia de temperatura asignado a una corriente de proceso individual. El apareo depende de los valores de  $\Delta T_{min}$  los cuales son dados por la suma de las contribuciones en un apareo.

**Corriente caliente:** Corriente de proceso que requiere enfriamiento.

**Corriente fría:** Corriente de proceso que requiere calentamiento.

**Curva compuesta:** Gráfica temperatura-entalpía combinada de todas las corrientes calientes y frías en un problema.

**División de corriente:** División de una corriente de proceso en dos o más ramas paralelas.

**Extracción de datos:** Definición de los datos para estudios de Integración de energía, para un diagrama de flujo dado.

**Gran curva compuesta:** La gráfica del flujo de calor contra la temperatura de una cascada de calor.

**Intervalo de temperatura:** Sección de un problema de recuperación de calor entre dos temperaturas la cual contiene un número de corrientes fijo.

**Malla:** Sistema de líneas horizontales y verticales con nodos, para representar redes de intercambio de calor.

**Objetivo:** Un límite de desempeño del diseño, se determina antes de diseñar.

**Perfil:** Gráfica temperatura-entalpía de una corriente o una corriente compuesta.

**Pinch:** Punto en una cascada en el cual el flujo de calor es cero (alternativamente, punto de máxima aproximación de las curvas compuestas en un problema de "calentamiento y enfriamiento").

**Recuperación de energía máxima (MER):** La mejor recuperación posible de energía en una red de intercambio de calor para un valor dado de  $\Delta T_{min}$ .

**Red de Intercambio de calor:** Sistema de servicios de calentamiento y enfriamiento e intercambiadores de proceso.

**Relajación de la energía:** Proceso de reducir la recuperación de energía en una red de intercambio de calor con el propósito de simplificar el diseño.

**Ruta:** Sistema de conexiones en una red de intercambio de calor que forma un camino continuo entre los servicios de calentamiento y los servicios de enfriamiento.

**Servicio:** Sistema de calentamiento de proceso o enfriamiento de proceso.

**Servicios múltiples:** Servicio o sistema de servicios cuya temperatura o rango de temperaturas cae dentro del rango de temperaturas de los datos de las corrientes de proceso.

**Subconjunto:** Conjunto de corrientes de proceso o corrientes de proceso, más servicios, dentro de un problema de recuperación de calor las cuales están en balance de entalpía global.

**Tabla algoritmo:** Sistema de análisis de los datos de las corrientes de proceso para un problema de recuperación de calor el cual seccionamiento en intervalos de temperatura del problema, y predice el consumo de servicios mínimo, la localización del pinch y la cascada de flujos de calor.

**Tabla de CP:** Valores tabulados de las capacidades caloríficas de las corrientes, inmediatamente arriba o abajo del pinch.

**Temperatura objetivo:** Temperatura a la cual una corriente de proceso deja el proble

de recuperación de calor.

**Temperatura de suministro:** Temperatura a la cual una corriente de proceso entra al problema de recuperación de calor.

**Unidad:** Intercambiador de proceso, calentador o enfriador.