

101



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**PROPUESTA DE MEJORAMIENTO DEL  
TREN DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA  
PLANTA ATMOSFERICA DE TULA, HGO.**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE :**

**INGENIERA QUÍMICA**

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

**SANDRA PATRICIA LAGUNA PLATA**

292573

**MEXICO, D. F.**



**2001**

**EXAMENES PROFESIONALES  
FACULTAD DE QUÍMICA**





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 esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

**Jurado asignado**

Presidente: Reynaldo Sandoval González  
Vocal: José Antonio Ortiz Ramírez  
Secretario: Celestino Montiel Maldonado  
1er. Suplente: Martín Rivera Toledo  
2º. Suplente: Gerardo Marín Flores

**Lugar donde se desarrolló el Tema:**

Laboratorio de Simulación de Procesos,  
Departamento de Ingeniería Química,  
División de Estudios de Posgrado, Facultad de Química,  
Universidad Nacional Autónoma de México.

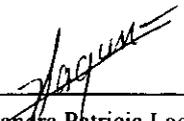
**Asesor del Tema:**



---

I.Q. Celestino Montiel Maldonado

**Sustentante:**



---

Sandra Patricia Laguna Plata

**Agradecimientos:**

***A todos aquellos que me ayudaron a terminar este trabajo.***

Te quiero M...

# INDICE.

## INTRODUCCIÓN

## CAPITULO 1

### La ingeniería de procesos

- 1.1 Síntesis, análisis y optimización.
- 1.2 Simulación de procesos

## CAPITULO 2

### Generalidades

- 2.1 Descripción del proceso
- 2.2 Especificación de los productos

## CAPITULO 3

### Síntesis de redes de recuperación de calor

- 3.1 método de pligüe
- 3.2 método de la Tabla Problema
- 3.3 Diseño de Red
- 3.4 Método de rediseño
- 3.5 Análisis previo

## CAPÍTULO 4

### Análisis de resultados

- 4.1 Información de Diseño
- 4.2 Análisis previo
- 4.3 Simulaciones del tren de intercambio de calor
- 4.4 Análisis de resultados

## CONCLUSIONES

## ANEXO 1

## BIBIOGRAFÍA

## NOTAS AL PIE DE PÁGINA

# INTRODUCCIÓN

La industria petrolera es de vital importancia en el desarrollo industrial del país, debido a los distintos productos y subproductos obtenidos del crudo, en las áreas químicas y petroquímicas.

La refinación del crudo requiere de grandes cantidades de energéticos y cualquier mejora en el proceso representa una reducción considerable en el consumo de energéticos, ya que este tipo de industrias produce el 16% de la energía consumida en el ámbito nacional.

La tendencia actual consiste en realizar mejoras a los procesos existentes para realizar una mejor administración de la energía, como una opción real y a corto plazo para aumentar el rendimiento energético de estas industrias que llegan a consumir gran cantidad de combustible no renovable.

La disminución de los servicios en este tipo de plantas, como son agua de enfriamiento, energía eléctrica, combustibles, líquido así como vapor en sus distintos niveles, es de gran importancia debido al consumo que se realiza.

Los procesos con los cuales se trabaja en la industria petrolera actualmente no fueron creados con la idea de la utilización eficiente de la energía, ya que se produce sin importar la eficiencia del proceso, esto incrementa los costos de operación de la planta, hace que aumente el precio del producto, y trae como consecuencia, un proceso de baja calidad a un alto costo.

El mejorar las condiciones de este tipo de procesos implica no sólo evitar el derroche de recursos, dentro de los cuales se encuentra el petróleo, sino el buscar el uso racional de éstos para realizar un aprovechamiento de los bienes al máximo.

En una refinería la cantidad de energía utilizada en las unidades de destilación del crudo resulta de gran importancia, por esto no es posible utilizar cualquier cantidad de energía para la producción; existen diversos caminos posibles, dentro de éstos se encuentra el mejoramiento de los procesos existentes, basados en el análisis para crear un sistema en el cual se aumente la productividad y rentabilidad haciendo más eficiente el proceso.

El objetivo de este trabajo consiste en proponer modificaciones a los procesos actuales que lleven a un mejor uso de la energía con un bajo costo de inversión, basándose en un análisis de las condiciones y recursos con los cuales se cuentan, con ayuda de una simulación y una reestructuración de la red de intercambio de calor.

Se trabajará en la sección de precalentamiento del crudo, y se utilizará tanto la síntesis de procesos como la tecnología de Pinch para el rediseño de la red de intercambio de calor, proponiendo diversos sistemas alternativos.

# CAPÍTULO 1

## LA INGENIERÍA DE PROCESOS

Analiza los esquemas de flujo de procesos que forman parte de cualquier planta química, económica, segura y fácilmente operable.

En este capítulo se toma como base la ingeniería de procesos para atacar el problema de un sistema, tomando como herramientas principales la evaluación del proceso, con ayuda de la simulación para ejemplificar el problema de la planta atmosférica.

La ingeniería de procesos busca la mejor tecnología y desarrolla con la información necesaria la mejor combinación de equipos y condiciones de operación, como son: presión, temperatura y velocidad del flujo, para obtener los máximos rendimientos en función de las especificaciones requeridas para cada proceso. Evalúa las distintas tecnologías para obtener la mejor propuesta, de acuerdo con las necesidades actuales y futuras con objeto de administrar los recursos actuales, de una manera económica y eficiente.

Dentro de la ingeniería de procesos existen tres etapas: *desarrollo del proceso; la innovación de procesos y el diseño de procesos.*

**1.1.1 El desarrollo de procesos**, es el primer paso de la ingeniería que con los mínimos datos necesarios y una necesidad, es posible construir una secuencia de operaciones unitarias, de las cuales se obtenga el producto con las características deseadas.

Dentro de esta rama, lo primordial es encontrar un arreglo que cumpla con las necesidades actuales, con un mínimo de inversión, y con mejoras a estos

procesos obsoletos, en este caso la única limitación se encuentra en la inversión.

1.1.2. **La innovación de procesos**, se encuentra orientada hacia la evaluación de procesos nuevos, esto es la búsqueda de arreglos para el mejoramiento integral del proceso, basado en una necesidad, pero en este caso es necesario contar con información clara y precisa de los procesos actuales, para poder realizar el cambio a una nueva propuesta, además de realizar nuevamente una inversión en equipo y asignar recursos en investigación, pruebas y desarrollo del proceso.

En este caso es posible generar diversas actividades orientadas hacia la generación de un nuevo proceso, con ayuda de tecnologías, equipo instrumentación y parámetros de procedimientos conocidos, en donde sería aplicable una simulación del proceso actual y del nuevo, para poder realizar una comparación tanto económica como del beneficio obtenido.

1.1.3. **El diseño** realiza actividades relacionadas como son: las bases de diseño; los balances de materia y energía; el análisis del flujo de proceso; cálculo de dimensionamiento y de los costos de los equipos.

El diseño lo componen tres etapas: *la síntesis, el análisis y la optimización*. En donde éstas se utilizan en forma iterativa y secuencial, ya que es necesaria la utilización de las tres etapas para realizar una evaluación del proceso que se desea mejorar.

- La **síntesis** es la etapa en la cual se seleccionan las unidades de proceso y su interconexión, es decir, se propone la estructura básica, con la cual se iniciará el diseño y las primeras evaluaciones de su eficiencia; ésta ayuda a las estructuras alternativas, satisface las necesidades principales del proceso, pero no llega a ser la mejor hasta que esta combinación sea analizada tanto económicamente como con los requerimientos específicos del proceso.

Dentro de la síntesis es posible escoger una estructura básica del diagrama de flujo de proceso y se eligen los valores iniciales de las variables.

Existen distintos métodos de síntesis:

- Descomposición del problema.
- Búsqueda de algoritmos y optimización directa.
- Métodos heurísticos.
- Métodos evolutivos.

Dentro de la **descomposición** se tiene una separación del problema complejo en fracciones, en el cual se resuelve cada fracción individualmente, presentando una menor dificultad de resolución con un sencillo algoritmo.

El **método de búsqueda de algoritmos y optimización directa** utiliza las técnicas de optimización y programación matemática para la búsqueda de las nuevas configuraciones alternas, de tal forma que se garantice que se encuentre la configuración óptima, teniendo como desventaja el tiempo invertido en esta búsqueda; este no es un método de fácil aplicación a todos los procesos, ya que se encuentran grandes limitantes en la realidad.

Los **métodos heurísticos** son capaces de reducir el número de alternativas posibles, ya que se guían por el sentido común, la limitante se encuentra en que éstos por sí mismos no identifican la óptima solución ya que se basan en el conocimiento del sistema real y de sus limitaciones.

Los **métodos evolutivos** se identifican por la generación sucesiva de configuraciones del proceso, cada uno basado en el anterior y presentando una mejora con respecto a la anterior, llevando un procedimiento lógico

involucrado; la limitación de este método se encuentra en que se depende de la estructura inicial.

La síntesis de procesos de acuerdo a su naturaleza se clasifican en:

- Redes de recuperación de calor.
- Sistemas de servicios, calor y potencia.
- Sistemas de separación.
- Rutas de reacción.
- Redes de reactores.
- Sistemas de control.
- Procesos químicos.

En los problemas de síntesis en **redes de intercambio de calor**, se encuentra una gran aceptación debido a la gama de posibilidades que pueden llevarse a cabo debido a su naturaleza, en donde se debe encontrar una red que integre eficientemente toda la energía disponible al menor costo posible, con la ventaja de una gran disminución de los servicios que generalmente son utilizados en el proceso actual.

En los **sistemas de servicios, calor y potencia**, se encuentran íntimamente involucrados con los anteriores, ya que si se logra mejorar el tren de intercambio de calor, disminuyen los servicios y es posible utilizarlos en los procesos en los cuales se requiera una mayor potencia, con esto se disminuye el costo de operación de la planta.

Dentro de **las secuencias de separación** se aplican las reglas heurísticas y los procedimientos algorítmicos, identificando la mínima cantidad de productos que es factible producir con los sistemas de separación que se

encuentren disponibles, con ayuda de una evaluación de costos se realiza la elección de la mejor secuencia de separación, con esto se llega a redimensionar los equipos existentes y la evaluación actual del proceso. Se puede observar que se encuentra limitado en una proporción considerable por el equipo que se encuentre en operación.

Cuando se considera el mejoramiento de la **ruta de reacción** el resultado es un cambio total del proceso, esto nos lleva a un cambio total de equipos, por lo tanto es necesario el realizar una mayor inversión inicial.

El realizar un cambio dentro de la **red de reactores** implica el realizar una gran inversión en investigación micro y la prueba en planta piloto, además de la inversión para asegurarse de que los nuevos reactores cumplan con las especificaciones deseadas para el proceso, dentro de éste, se encuentra la limitante del tiempo de realización del nuevo proyecto.

Dentro de los **sistemas de control** es posible tener una mayor flexibilidad del proceso, pero debido a que éstos son de un alto costo, es necesario realizar una gran inversión, sin poder llegar a obtener una disminución de los costos de la planta.

El diseño de los **procesos químicos** es el más general de todos, en donde se selecciona en base a nuevas tecnologías el mejoramiento del proceso con ayuda de los sistemas de transporte de materia, transferencia de energía, almacenamiento y control de sistemas, se encuentra en éste una considerable complejidad, debido a su forma ilimitada es necesario llevar una secuencia lógica y contar con una estructura para el diseño.

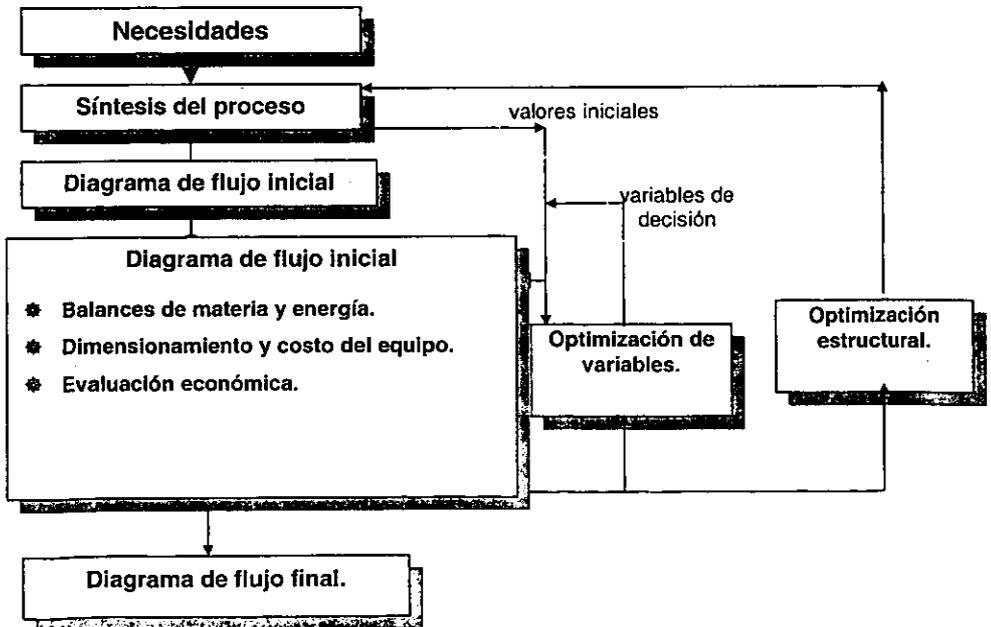
- El **análisis** evalúa el funcionamiento de las estructuras propuestas en la etapa anterior, y éste se basa en el balance de materia y energía, tamaño y costo de los equipos y la evaluación del valor del sistema, este último involucra el objetivo principal del análisis, con esto se le da mayor o menor valor al aspecto económico o a la eficiencia del proceso.

En el análisis se incluyen los datos de las corrientes de materias primas, a la entrada, como son composición y condiciones. El cálculo es realizado generalmente de la concepción de una estructura real que transforme las corrientes en los productos deseados a las condiciones necesarias.

- La **optimización** puede realizarse de dos formas, ya sea involucrando las variables o la estructura del proceso, en la primera, lo más común es cambiar las condiciones de operación como presiones, temperaturas; y en la segunda opción se realizan propuestas de cambios de equipos o interconexión entre los mismos.

El paso de la optimización de procesos nos ayuda al realizar una evaluación de nuestro proceso, ya sea una nueva propuesta o una estructura en operación, con esto se observa qué tan eficiente es nuestro sistema y si vale la pena realizar un cambio para mejorar el proceso; ya realizada la comparación entre varias propuestas tenemos un parámetro para elegir la estructura que mejor nos convenga y que se obtenga un mejor uso de los recursos y una más eficiente producción a un menor costo.

**Diagrama 1. Diseño de procesos**



En la actualidad los sistemas mediante los cuales es posible diseñar un proceso es mediante una simulación.

La simulación es la representación de un sistema mediante un modelo simplificado, el cual se resuelve para obtener información acerca del comportamiento del proceso, bajo ciertas condiciones y alcances.

## 1.2. SIMULACIÓN DE PROCESOS

Dentro de la ingeniería de procesos un elemento para atacar el problema consiste en la simulación de procesos, esto permite la representación del comportamiento de un proceso mediante la aplicación de modelos matemáticos adecuados bajo ciertas condiciones y alcances del proceso en particular.

La simulación de procesos es la representación particular con ayuda de un modelo matemático que se resuelve para obtener información del comportamiento del proceso ya sea a régimen permanente o en situaciones de emergencia, en ambos casos se observa que los algoritmos no son de fácil resolución, por este motivo es posible auxiliarse de la computación para facilitar el cálculo, sin llegar a realizar suposiciones que no sean correctas en estos casos, tenemos una mejor aproximación a la realidad del proceso a estudiar.

La simulación del proceso es posible realizarla de dos formas: *simulación en estado estacionario* y *simulación dinámica*.

1.2.1 En la **simulación en estado estacionario**, se observa el comportamiento del proceso a régimen permanente, contemplando situaciones dentro de los límites considerados como normales, su tarea principal es el cálculo detallado del balance de materia y energía del proceso, en el cual se realizará un dimensionamiento del equipo y su evaluación económica.

1.2.2 La **simulación dinámica** representa el comportamiento transitorio del sistema, considerando situaciones como: arranque y paro del sistema;

operación fuera de diseño; la relación con las fluctuaciones de las corrientes de alimentación, y todas las demás situaciones de emergencia que no son posibles de simular.

Es comprensible el uso de las computadoras debido a la complejidad de los sistemas y a la diversidad de variables que se tienen que tomar en cuenta.

### **1.2.3. Sistemas de simulación de procesos en estado estacionario**

Un sistema de simulación es un algoritmo en el cual se llega a utilizar la información sobre el proceso químico, es posible analizar su diseño y la forma en que opera realmente; generalmente el análisis se dirige a los balances de materia y energía, a el dimensionamiento del equipo, a la estimación de costos y a la evaluación económica.

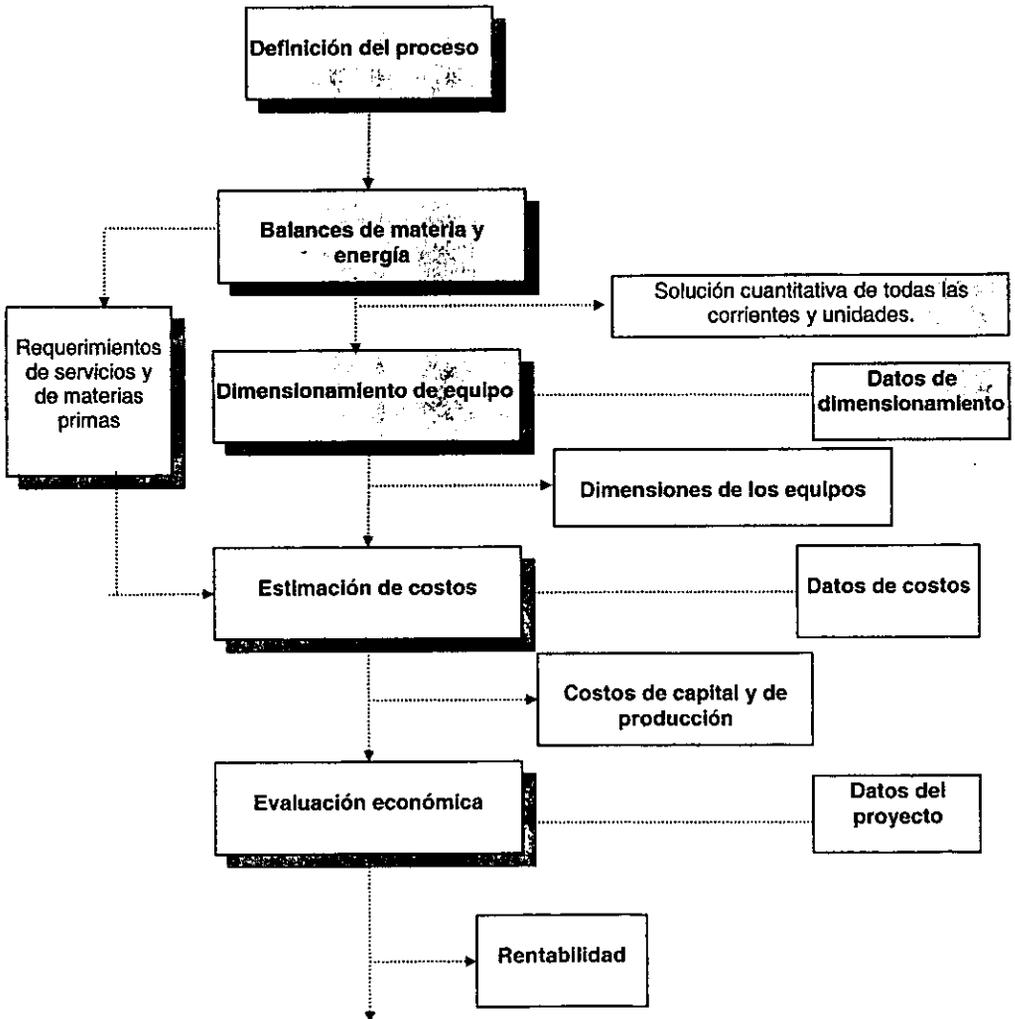
La ventaja principal de emplear sistemas de simulación por computadora consiste en el ahorro de tiempo y recursos en ingeniería, se considera la mejor alternativa de diseño y el proceso que se obtiene puede ser muy complejo, amplio y eficiente en costos de operación, consumo de energía y materias primas.

La manera de abordar los sistemas de simulación en estado estacionario es generalmente de dos formas: *problema de simulación* y *la simulación controlada o de diseño*.

- El **problema de simulación** es en donde se consideran las variables asociadas a las corrientes de alimentación y los parámetros que definen el funcionamiento de cierto equipo, en éste se llega a especificar las variables dependientes, así se calculan corrientes de salida, de esta forma se llega a dirigir la evaluación del proceso de diseño actual.
- En la **simulación de diseño** las variables de la corriente de alimentación y algunos parámetros de equipo serán ajustados con objeto de satisfacer las especificaciones

- de diseño, por lo tanto, el número de variables serán ajustadas al número de especificaciones de diseño impuestas.

**Diagrama 2. Flujo de información en un sistema de simulación**



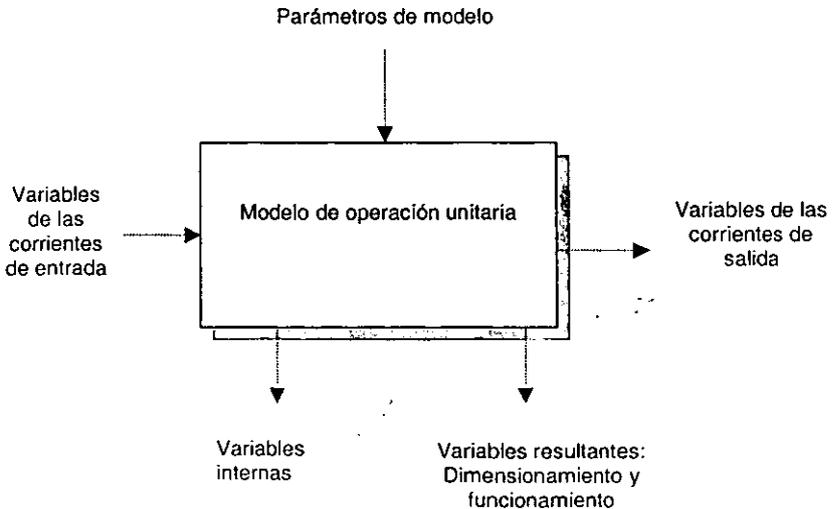
Para cumplir con los objetivos es necesario contar con los elementos básicos, como son; los modelos algorítmicos; la facilidad de uso de la computadora y adicionalmente la interfase con el usuario.

1.2.4. Los **modelos** son el fundamento del sistema y forman la base del análisis, éstas son relaciones matemáticas derivadas de las leyes de conservación, las correlaciones de las propiedades termodinámicas, y las restricciones de diseño y control.

Los modelos adquieren la forma de ecuaciones algebraicas y diferenciales, todas descriptivas de los fenómenos que ocurren en el proceso, es la estructura matemática y su capacidad descriptiva más que su carácter lineal, puesto a que la diferencia entre estos dos tipos de modelos solamente es el tiempo de computo.

Dentro de los modelos se utilizan los algoritmos necesarios para producir los resultados que se requieren.

**Diagrama 3. Estructura típica de un modelo unitario.**



El tipo de problema a resolver generalmente es variable, pero incluye la solución de ecuaciones ya sean lineales, no lineales o diferenciales en las cuales es necesario utilizar programación lineal, para facilitar los grandes sistemas de ecuaciones. Los métodos pueden dividirse generalmente en tres: *método secuencial, orientado a ecuaciones y modular simultáneo.*

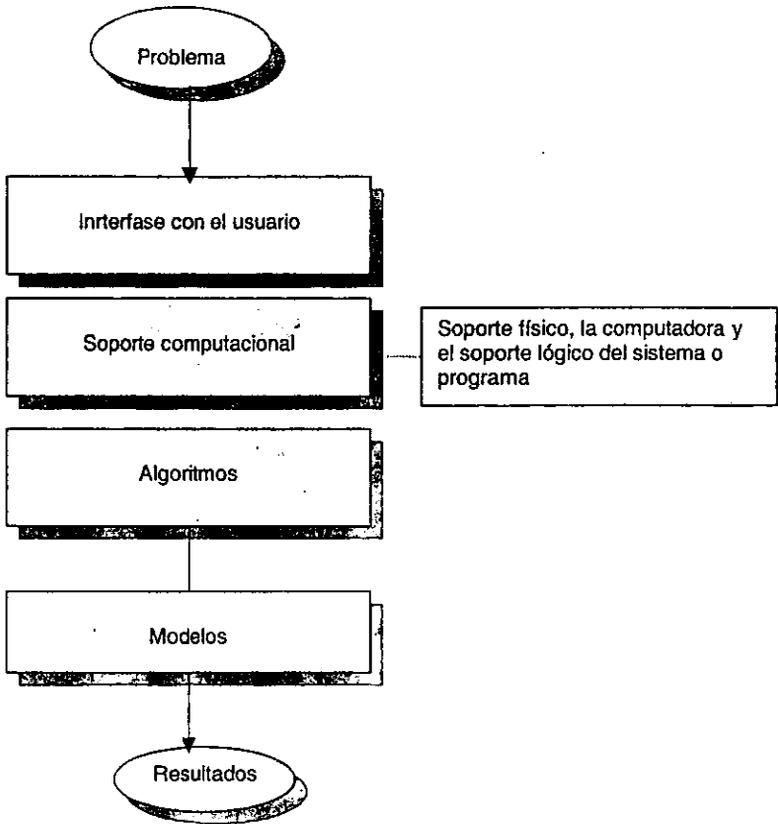
- **El método modular secuencial**, es aquel en el cual una subrutina se desarrolla para cada uno de los bloques del sistema, se calculan las variables de las corrientes de salida, como una función de las corrientes de entrada y las especificaciones del bloque, se basan en el anterior es posible resolver el siguiente hasta resolver el problema completo.
- **Método orientado a ecuaciones**, en éste la idea es juntar todas las ecuaciones que describen el proceso y resolverlas como un gran sistema de ecuaciones algebraicas, no lineales, la ventaja principal es que el problema puede ser planteado como una cuestión de optimización y su limitación radica en la carencia de algoritmos de programación no lineal que pueden efectivamente enfrentarse con un gran número de restricciones de igualdad.
- **Método modular simultáneo**, ofrece una rápida convergencia y una formulación natural del sistema de ecuaciones para presentarlo como un problema de optimización, en donde se emplean los modelos modulares tradicionales y resuelve simultáneamente todas las variables de todas las corrientes, la limitación principal consiste en necesitar buenos estimados iniciales, además de que es difícil diagnosticar los errores cuando se presentan.

Los algoritmos deseables son los más generales, eficientes en términos de ejecución y los requerimientos computacionales deben ser flexibles.

Todos los recursos para implementar los algoritmos en la computadora son los requerimientos computacionales, dentro de éstos se encuentran programas en

distintos lenguaje, codificación, estructura de datos, interfase con el sistema de archivo, documentación y arquitectura del sistema.

La interfase con el usuario incluye: el acceso al sistema; lenguaje de entrada; los reportes que contienen los resultados: la documentación para el uso del sistema y los protocolos para la interacción con otros programas y sistemas.

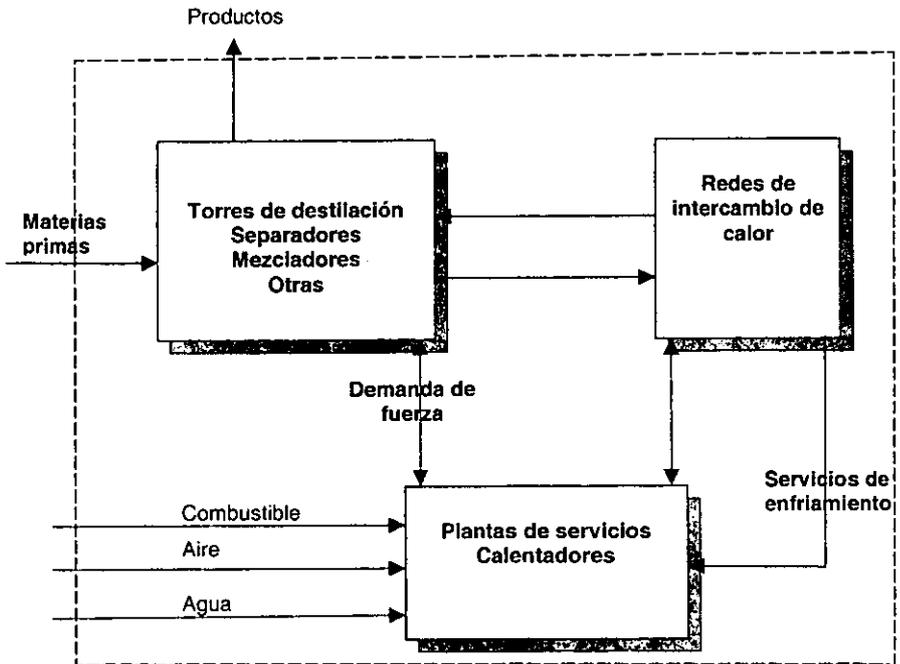


# CAPITULO 2

## GENERALIDADES

### DESCRIPCION DEL PROCESO.

Las plantas químicas es posible dividir las en tres partes principales.



**Diagrama 4. Esquema de distribución de las plantas químicas en sus partes.**

Con ayuda de este esquema se observa mejor el lugar que ocupa cada una de ellas y la relación que sostienen entre sí, planta de proceso; redes de intercambio de calor y planta de servicios.

La planta química se encuentra compuesta de distintos procesos que convierten la materia prima a un producto de acuerdo con los requerimientos solicitados.

Las redes de recuperación de calor se conforman de una serie de intercambiadores de calor, que como su nombre lo indica, intercambian calor entre las corrientes de proceso para cumplir los requerimientos de la planta química, esta función es realizada con las corrientes de proceso o con ayuda de servicios de calentamiento o enfriamiento de las plantas de servicios.

La planta de servicios es la encargada de proporcionar la energía requerida por la planta química, ya sea electricidad, fuerza, servicios de calentamiento como vapor a distintos niveles de presión y servicios de enfriamiento, como agua de enfriamiento y refrigerantes.

Dentro de este esquema es notable la importancia de las redes de recuperación de calor, siendo el estudio de éstas una parte importante dentro del análisis de la ingeniería de procesos.

En este caso en particular solamente se utilizó para estudio la planta atmosférica de Tula, Hidalgo, pero se hace necesario el conocer todas las relaciones que tiene ésta con las plantas adyacentes, entonces se comenzará con la descripción de la planta combinada.

La planta combinada consta de tres secciones: una sección de destilación atmosférica; otra de destilación al vacío y la tercera de tratamiento cáustico, en este trabajo sólo se realiza el enfoque a la primera sección.

El objetivo de la sección atmosférica es la separación primaria del crudo, obteniéndose naftas mezcladas (ligera y de despunte), nafta pesada, querosina, gasóleo ligero primario, gasóleo pesado primario y residuo primario.

Los productos pueden ser conducidos a almacenamiento o a plantas posteriores y así continuar el proceso de la mezcla de naftas, que se enviarán a una planta hidrosulfuradora; las corrientes de nafta pesada, querosina y gasóleo ligero se enviarán a una planta hidrosulfuradora de destilados intermedios; la corriente de gasóleo pesado se enviará a la planta de desintegración catalítica, y el residuo primario se pasará a la sección de destilación al vacío.

La función de la sección de destilación al vacío será la de procesar el residuo primario y obtener por destilación fraccionada, gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y residuo de vacío; los gasóleos se enviarán conjuntamente con el gasóleo pesado primario como carga a la planta de desintegración catalítica.

La función de la sección de tratamiento cáustico es la de procesar parte de mezcla de naftas cuando la planta hidrodesulfuradora esté fuera de operación.

La sección de destilación atmosférica se encuentra diseñada para una capacidad de 150 000 BPD<sup>1</sup>, de crudo, tanto Istmo como Poza Rica, medidos a 20°C y 0.794 Kg/cm<sup>2</sup>, (68 °F y 11.3 lb/in<sup>2</sup>).

Las especificaciones de alimentación a la planta y a la sección de destilación atmosférica se muestran en la Tabla 1.

**Tabla 1. Alimentación a la planta**

CRUDO	ISTMO	POZA RICA
API 60/60°F	32.04	30.4
FACTOR DE CARACTERIZACION (WATSON)	11.9	11.9
PESO MOLECULAR	204	218
VISCOSIDAD A 37.8°C (100°F)	10.1	12.5
VISCOSIDAD A 99°C (210°F)	4.3	3.8

La planta recibe el crudo en estado líquido, a una temperatura de 20°C (68°F), presión de 0.794 Kg/cm<sup>2</sup> (11.3 psia).

Las características de los crudos utilizados en la planta son los presentados en la tabla 2 para cada tipo de crudo.

**Tabla 2. Características del Crudo Istmo**

CRUDO ISTMO						
% VOLUMEN	0	10	30	50	70	90
° F	153	238	413	568	835	909

<sup>1</sup> Barriles por día

**Tabla 3. Características del Crudo Poza Rica**

CRUDO POZA RICA						
% VOLUMEN	0	10	30	50	70	90
° F	165	270	456	633	883	-

La tabla 4 nos muestra las especificaciones de los productos con los distintos crudos que se tienen como materia prima.

**Tabla 4. Composición de los crudos**

PRODUCTO	CRUDO ISTMO BPD A 15.8°C (60°F)	%	CRUDO POZA RICA BPD A 15.8°C (60°F)	%
Mezcla de naftas	42000	28	36000	24
Nafta pesada	15000	10	12000	8
Querosina	17550	11.7	15300	10.2
Gasoleo ligero primario	9750	6.5	11700	7.8
Gasoleo pesado primario	3900	2.6	5550	3.7
Residuo primario	61800	21.2	69450	46.3

## 2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

La descripción del proceso se encuentra en relación con el diagrama de flujo de proceso que se encuentra en el anexo 1. El crudo de carga es bombeado a través de dos trenes de precalentamiento formados por ocho intercambiadores de calor cada uno, esto para poder elevar su temperatura desde 20 °C (68 °F) hasta 238 °C (460 °F) para el crudo Istmo o 243°C (470 °F) para el crudo Maya, el precalentamiento se lleva a cabo aprovechando el calor de los distintos efluentes de la columna de destilación atmosférica (DA-102) y la de vacío (DA-201) así como los reflujos externos. El diagrama de flujo del proceso se encuentra en el Anexo 1.

El crudo recalentado hasta una temperatura de 119°C (245°F), es conducido a las unidades desaladoras (FA-103 A y B), donde se lleva a cabo un desalado simple o en una etapa.

Al entrar a las desaladoras el crudo se mezcla con agua (4 a 6% en volumen del crudo) para conseguir la extracción de las sales, que son principalmente cloruros de sodio, magnesio, calcio y fierro, se encuentra conveniente el añadir al crudo un desemulsificante químico para una mejor operación, éste se inyecta en la succión de las bombas de carga GA-101 A y B.

Después de pasar por las desaladoras el crudo sigue por los intercambiadores que anteceden a las torres de despunte, (DA-101 A y B). Las corrientes independientes de cada tren se reúnen, para alimentar a cada una de las torres.

Para que el crudo entre parcialmente vaporizado, se disminuye la presión de la corriente de crudo recalentado hasta las condiciones de operación, que se encuentra entre 2.6 y 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man (37 y 50 psig) dependiendo del tipo de crudo mañejado, en la parte superior se alimenta un reflujo a 37.8°C (100°F), que proviene del acumulador de nafta ligera FA-102, con el objeto de recuperar la nafta y fracciones más pesadas que van en el vapor de la alimentación de la torre de despunte.

Los vapores de la nafta de despunte pasan a los condensadores EA-115 A-D y acumuladores de nafta de despunte, FA-101 A y B. La nafta se une dentro de límites de batería con la nafta ligera para enviarse a la sección de tratamiento cáustico.

De las torres de despunte se alimenta el crudo a los hornos BA-101 A y B a una temperatura de 234°C (454°F) aproximadamente. En los hornos se lleva a cabo la vaporización de las diversas fracciones (nafta ligera, querosina, gasóleo ligero, gasóleo pesado), adicionalmente un exceso de vaporización de residuo, que mantiene un reflujo en la parte inferior de la torre.

Al salir de los hornos el crudo recalentado a 361°C (682°F) se alimenta a la torre fraccionadora (DA-102), también se alimenta de vapor de agua de 2.8 Kg/cm<sup>2</sup> man y 316°C (40 psig y 600°F) para disminuir la presión parcial de los hidrocarburos y para mantener la temperatura y presión adecuadas en la zona de vaporización de la torre, 1.05 Kg/cm<sup>2</sup> man y 361°C (15 psig y 682°F) para contribuir como agente de arrastre de los productos ligeros.

La primera extracción de la torre de gasóleo pesado primario, se obtiene en el plato 26 y se pasa a un tanque de balance (FA-105), después de intercambiar calor con el crudo en el intercambiador (EA-106 A y B) una parte se mantiene como reflujo a un plato superior (22) y la otra se manda a límites de batería, para procesamiento de la planta catalítica o a almacenamiento con un enfriamiento previo.

Del plato 21 se realizan dos extracciones de gasóleo ligero primario, una después de intercambiar calor con el crudo (EA-105 A y B) regresa como reflujo a un plato superior (16), la otra se envía al agotador (DA-103 C) donde se eliminan los hidrocarburos más ligeros empleando vapor de agua sobrecalentado. Después de intercambiar calor con el crudo en el tren (EA-103 A y B), se enfría y envía a límites de batería para su almacenamiento.

Del plato 15 se hace la extracción de querosina, la cual después de pasar por el agotador (DA-103 B), se envía, previa recuperación de calor en el tren (EA-102 A y B) y enfriamiento adicional, a límites de batería para su almacenamiento.

Por último, del plato 9 se hace la extracción de nafta pesada, la cual después de pasar por el agotador (DA-103 A) e intercambiar calor con el crudo en el tren de precalentamiento (EA-101) se enfría y se envía a límites de batería para su almacenamiento.

Los vapores de la torre atmosférica se envían a los condensadores de nafta ligera (EA-115 A-H), de ahí al tanque acumulador (FA-102), parte se envía como reflujo a la torre atmosférica y de despunte.

En la línea de vapores del domo de la torre atmosférica se inyecta inhibidor fílmico, amoniaco e inhibidor neutralizante, con el objeto de evitar la corrosión en esta región debido a la presencia de HCl en los vapores, originado por la hidrólisis de las sales en los hornos.

La nafta de despunte y la nafta ligera provenientes de los tanques acumuladores respectivos, se mezclan dentro de límites de batería para enviarse a la planta hidrosulfuradora o bien a la sección de tratamiento cáustico cuando aquella está fuera de operación.

## 2.2 ESPECIFICACIÓN DE LOS PRODUCTOS

Los datos de las especificaciones de los productos requeridos en la planta atmosférica se encuentran en la tabla 5 y su correspondiente porcentaje en volumen. En la tabla 6 aparece de igual forma para el Crudo Poza Rica.

Tabla 5. CRUDO ISTMO

ESPECIFICACION	MEZCLA DE NAFTAS	NAFTA PESADA	QUEROSIN A	GASOLEO LIGERO PRIMARIO	GASOLEO PESADO PRIMARIO	RESIDUO PRIMARIO
API 60/60°F	60.7	43.2	35.5	31.5	39.7	14.1
FACTOR DE CARACTERIZACION	12.25	11.9	11.7	11.7	11.7	11.6
PESO MOLECULAR	111.6	175	209	250	289	346
DENSIDAD RELATIVA 60/60°F	0.7362	0.81	0.5473	0.8681	0.8778	0.9718
VISCOSIDAD A 37.8°C (100°F)cs	0.792	1.72	2.85	5.2	7.4	3.5
VISCOSIDAD A 99°C (210°F)cs	0.435	0.8	1.18	1.65	2.05	67

Destilación ASTM °F

% VOLUMEN	0	10	30	500	70	90	TFE
MEZCLA DE NAFTAS	93.5	167	216	257	299	352	386
NAFTA PESADA	413	416	422	430	439	448	454
QUEROSINA	485	487	495	506	515	532	543
GASOLEO LIGERO PRIMARIO	578	580	586	594	604	614	622
GASOLEO PESADO PRIMARIO	644	645	648	651	656	663	666

Tabla 6. CRUDO POZA RICA

ESPECIFICACION	MEZCLA DE NAFTAS	NAFTA PESADA	QUEROSIN A	GASOLEO LIGERO PRIMARIO	GASOLEO PESADO PRIMARIO	RESIDUO PRIMARIO
° API 60/60	60.7	45.5	38.8	33	29.5	14.4
FACTOR DE CARACTERIZACION	12.25	12.1	11.9	11.8	11.7	11.6
PESO MOLECULAR	111.4	176	210	253	281	339
DENSIDAD RELATIVA 60/60°F	0.7361	0.7994	0.8309	0.8602	0.8789	0.9698
VISCOSIDAD A 37.8°C (100°F)cs	0.78	1.85	2.9	5.2	7.2	-
VISCOSIDAD A 99°C (210°F)cs	0.43	0.86	1.15	1.75	2	70

Destilación ASTM °F

%VOLUMEN	0	10	30	500	70	90	TFE
MEZCLA DE NAFTAS	140	160	220	260	298	338	356
NAFTA PESADA	413	415	422	430	440	451	454
QUEROSINA	488	491	500	510	522	536	545
GASOLEO LIGERO PRIMARIO	579	581	589	597	606	616	623

La sección de destilación atmosférica entregará los siguientes productos en estado líquido a las condiciones indicadas en la tabla 7.

**Tabla 7. Especificación de presión y temperatura para su almacenaje o utilización en las siguientes plantas.**

PRODUCTO	PRESION		TEMPERATURA			
	Kg/cm <sup>2</sup>	Psig	ALMACENAMIENTO		PROCESAMIENTO	
			°C	°F	°C	°F
MEZCLA DE NAFTAS	5.6	80	38	100	38	100
NAFTA PESADA	3.5	50	43	110	43	110
QUEROSINA	3.5	50	43	110	43	110
GASOLEO LIGERO PRIMARIO	3.5	50	43	110	43	110
GASOLEO PESADO PRIMARIO	4.9	70	93	200	164	327
RESIDUO PRIMARIO	4.9/9.8*	70/140	93	200	343	650

## CAPITULO 3

### SÍNTESIS DE REDES DE RECUPERACIÓN DE CALOR

Dentro de los sistemas de Ingeniería de Procesos hemos elegido las síntesis de intercambio de calor, que se representarán en el siguiente trabajo debido a su importancia en la industria química.

Los primeros datos con los que debemos de contar son los flujos de las corrientes, la capacidad calorífica, la temperatura de entrada y salida, hay que tener claro el objetivo a mejorar para seleccionar una red de intercambiadores que integre eficientemente la energía disponible. Existen diversas formas de realizar esto<sup>1</sup>, por medio de *métodos heurísticos*, *métodos evolutivos*, *métodos algorítmicos*, con base a objetivos termodinámicos, este último se ha utilizado principalmente para simplificar las redes de intercambio de calor.

Para las redes de intercambio de calor el primer objetivo utilizado es el *mínimo de servicios*, los cuales disminuyen los costos de combustible, vapor, agua de enfriamiento o cualquier forma de energía que se utilice para calentar o enfriar las corrientes utilizadas en el proceso.

Es posible establecer una tabla de factibilidad<sup>2</sup>, es el primer camino riguroso en el cual se establece un requerimiento mínimo de servicios, y en donde el mínimo de intercambiadores en una red es  $N-1$ , donde  $N$  es el número de corrientes. El siguiente paso es demostrar el rango, en el cual la solución es factible, esto lleva a desarrollar una metodología<sup>3</sup> para calcular un intervalo de temperatura y así ver cual es el requerimiento mínimo de servicios, esto se realiza con la ayuda del cálculo de curvas compuestas<sup>4</sup> para analizar la recuperación de energía y el establecimiento del acercamiento mínimo de la temperatura para intercambiadores de calor.<sup>5</sup>

El diagrama de la cascada de calor y la red de corrientes, ilustra la idea básica del algoritmo de la tabla problema y forma una representación gráfica de las corrientes frías y calientes, del punto de Pinch en donde no se logra

intercambiar calor; entre las corrientes. A esta forma gráfica de representar el problema de intercambio de calor se le llama comúnmente la red de intercambio de calor.

Es posible considerar un objetivo para la síntesis, que nos dará cómo consecuencia un diseño subóptimo, esto quiere decir que el empleo del objetivo de requerimiento mínimo de servicios genera redes en las cuales el costo de energía es bajo, pero la inversión de capital es alta, el objetivo de minimizar el número de equipos aumenta el costo de los servicios pero se encuentran altos consumos de energía, y bajos costos de capital; el minimizar el área trae como consecuencia general un mayor número de equipos y la división de las corrientes de proceso.

Teniendo a la mano tantas alternativas se emplean los costos anualizados como un parámetro de decisión entre los diferentes objetivos a optimizar a mediano y largo plazo, esto quiere decir que es posible trazar una curva de inversión del equipo, en el que aumenta el valor de ahorro de la energía para cada acercamiento mínimo de temperatura, con esto es posible calcular el tiempo de retorno de la inversión.

En el caso de realizar una optimización de un equipo en funcionamiento, el rediseño se puede realizar por medio de una inspección, esto es, una búsqueda con ayuda de la computadora y por medio de la tecnología de Pinch en la cual se realiza todo un análisis del proceso.<sup>6</sup>

Las redes de intercambio de calor son formadas por una serie de intercambiadores de calor, que tienen como objetivo intercambiar calor entre las corrientes de proceso haciéndolas llegar a las temperaturas deseadas.

### **3.1. Método de punto de pliegue (PINCH POINT)**

Dentro del análisis de las redes de intercambio de calor, uno de los métodos que encontramos es el método de punto de Pinch, este es un sistema de descomposición, ya que el problema se divide en dos: arriba y abajo del Pinch.

El método se desarrolló en 1983, <sup>7</sup> este plantea la división del problema en dos subproblemas arriba y abajo del Pinch, en este punto queda limitado debido a que no es posible intercambiar calor cruzando la línea de Pinch. Este solamente se basa en la utilización de datos sencillos como masa, capacidad calorífica de la sustancia que se trate, temperaturas de suministro y a las cuales se debe hacer llegar la corriente, con estos datos y simples ecuaciones termodinámicas se puede obtener la cantidad mínima de energía que se requiere de servicios de calentamiento y enfriamiento, el calor intercambiado, los requisitos para diseñar la red, las corrientes y el número mínimo de unidades que compongan la red.

Para un diseño eficiente tenemos que darnos cuenta que un cambiador que intercambia calor entre las corrientes de proceso, reducirá los servicios de calentamiento y enfriamiento.

Para cada acercamiento mínimo de temperatura ( $\Delta T_{min}$ ), los servicios cambian, y al reducir este valor disminuyen ambos servicios.

El método del Pinch tiene varias restricciones:

- No es posible transferir calor a través del Pinch.
- No utilizar servicios de enfriamiento a temperaturas mayores de la línea de Pinch.
- No utilizar servicios de calentamiento a temperaturas menores de las de Pinch.

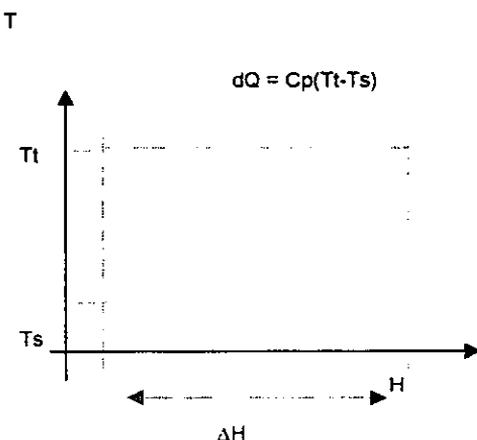
Tenemos que tomar en cuenta que este método se encuentra basado en los principios termodinámicos y esto nos da como consecuencia que el flujo diferencial de calor ( $\partial dq$ ) es igual a la integral de la capacidad calorífica, que cambia con respecto a cada sustancia y al intervalo de temperatura que estemos manejando.

$$\partial dq = \int C_p dT$$

En este proyecto consideramos que el Cp es constante para todo el intervalo de temperatura que estemos manejando por lo tanto.

$$Q = WCp\Delta t = WCp(Tt-Ts)$$

En un diagrama temperatura contra entalpía se puede representar el intercambio de calor y las características térmicas de la corriente de proceso; la línea inclinada indica la diferencia de calor con respecto a la temperatura de la corriente.



#### **Diagrama 6. Gráfica de temperatura contra entalpía.**

Primeramente tenemos que reunir todos los datos en una tabla, en la cual se identificarán los números de las corrientes, los WCp para cada corriente, las temperaturas de suministro y las temperaturas de salida de las corrientes.

Para unir y seguir el procedimiento se requiere fijar un  $\Delta t_{min}$ , que indica la eficiencia con la cual es posible intercambiar calor entre las corrientes que tenemos en el sistema, esto se fija dependiendo de los fluidos manejados y la forma de los intercambiadores de calor con que contamos en el sistema, por esta razón no podemos generalizarla a un solo valor mínimo.

### 3.1.2. Representación de la red en forma de malla.

La construcción de la red de intercambio de calor se realiza con el objetivo de recuperar la máxima cantidad de energía.

Es una representación gráfica del sistema de intercambio de calor en el cual, las corrientes de proceso se representan por una flecha que al inicio y al final indica las temperaturas a las cuales se encuentran las corrientes y la temperatura a la cual se requieren terminado su paso a través del tren de intercambio como se demuestra en la figura 7.

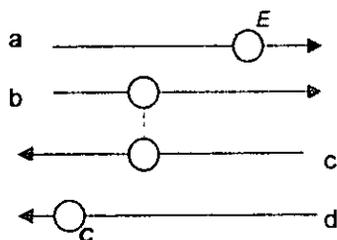
Los intercambiadores de calor son representados por círculos unidos por una línea que indica cuales son las corrientes involucradas, generalmente cada uno cuenta con una cantidad de calor que intercambia en la parte inferior del círculo. Se comparan los intervalos de las subredes y son eliminados los que se tengan gradiente de cero.

Si se igualarán en temperatura las corrientes calientes y las frías significaría que intercambian toda la energía que termodinámicamente es posible transferir, y contaríamos con un intercambiador ideal, esto es por definición un cambiador de área infinita, esto es imposible por esto el valor de  $\Delta t_{min}$  no puede ser igual a cero.

Si por el contrario la temperatura de acercamiento es muy grande se requerirá de una área mínima y una mayor cantidad de servicios, esto implica un mayor costo de capital del proceso, ya que nuestro intercambio de calor es altamente ineficiente. Un incremento del acercamiento mínimo de temperatura dará un mayor requerimiento energético, un mayor costo de energía, pero un menor costo de capital.

La temperatura mínima de acercamiento se encuentra íntimamente relacionada con el área de transferencia, el calor máximo integrado y la cantidad de servicios que es posible utilizar.

Para realizar el encadenamiento de la subred caliente se ordenan las temperaturas de las corrientes calientes de mayor a menor, y de igual forma las frías sumándoles el  $\Delta T_{min}$ , después se encadenan de mayor a menor, los límites no deben exceder la más alta temperatura de las corrientes calientes ni ser menor a la temperatura más baja de las corrientes frías. De igual forma se hace el encadenamiento para subred fría en donde a las corrientes calientes se les resta el  $\Delta T_{min}$  y se ordenan como la anterior.



**Figura 7. Red de intercambio de Calor, representación gráfica.**

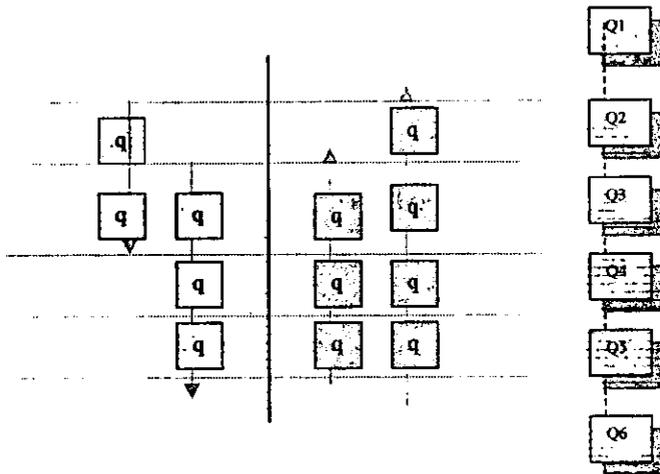
El siguiente paso consiste en dibujar la red considerando los intervalos de temperatura, se traza una línea que indica el intervalo de cada una de las corrientes por medio de una flecha se marca la temperatura a la cual deberá estar el producto terminado el intercambio.

$$\Delta Q_i = [Q^H - Q^C]$$

El procedimiento es el siguiente: Se calcula el calor de cada intervalo correspondiente a cada corriente y al intervalo de temperatura, se produce un balance de calor entre las corrientes calientes y las frías por intervalo y éste se ordena en una cascada.

Se realiza la suma aritmética de todos los calores por intervalo, el valor que resulta es el que se suma al principio de la cascada obteniendo la cantidad de calor intercambiada por cada intervalo, hasta que se obtenga un número negativo o cero, al encontrarse un valor negativo éste se toma para sumarse al principio de la cascada y repetirse el proceso (ya que no es posible que se obtengan calores negativos).

Al contar con el valor para ser sumado al principio de la cascada y se realiza nuevamente la suma aritmética de los calores, en donde el punto de pliegue es el que cuenta con el cero, esto nos garantiza que contamos con el mínimo requerimiento de servicios de calentamiento y enfriamiento para esta temperatura mínima de acercamiento. La cascada nos localiza el punto de Pinch, y los requerimientos mínimos de servicios auxiliares, tanto de calentamiento como de enfriamiento; los primeros son la cantidad que le adicionamos a la cascada para no contar con los valores negativos ( $Q_1$ ), y los servicios de enfriamiento se localizan al final como resultado de la cascada ( $Q_n$ ).

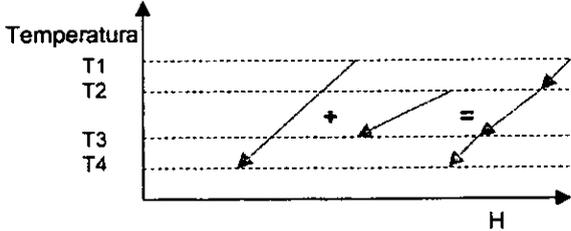


**Figura 8. Esquema de la una red incluyendo la cascada de intercambio de calor**

### 3.1.3. Curvas compuestas

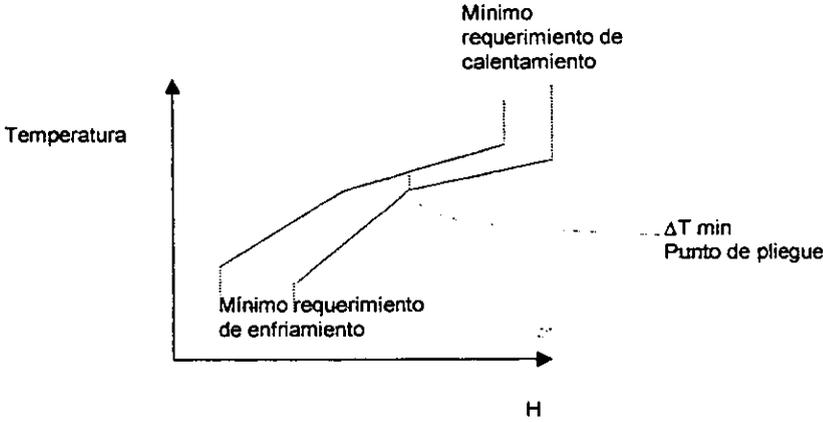
Con ayuda de estas curvas es posible conocer el mínimo requerimiento de servicios de calentamiento y enfriamiento, en un diagrama de "temperatura – entalpía" se combinan todas las corrientes calientes y todas las corrientes frías por separado, la forma de realizar esta combinación es calcular el calor por cada intervalo de temperatura y esto se grafica. Que la curva compuesta

caliente se encuentre encima de la fría significa que existe energía disponible en las corrientes calientes y por lo tanto es posible el intercambio térmico. Las regiones donde las curvas no coincidan representan la cantidad que debe suministrar por servicios ya sea de enfriamiento en la parte inferior de la curva o de calentamiento en la parte superior.



**Figura 9. Esquema de cómo construir un diagrama de temperatura Entalpía**

El valor del acercamiento corresponde al  $\Delta T_{min}$ , es cuando la distancia entre las curvas es mínima, esto corresponde al punto de Pinch es posible cuantificar el mínimo de servicios requeridos para la red en este caso, al cambiar el acercamiento mínimo de temperatura cambian los requerimientos de la red.



**Figura 10. Esquema de curvas temperatura contra Entalpía, en donde la curva superior refiere a las corrientes calientes y la inferior a las frías.**

El punto de pliegue divide al proceso en dos sistemas termodinámicamente separados, cada uno con su balance y sus propios requerimientos energéticos, que generalmente son reflejados en los servicios.

### 3.2.1. Método de la tabla problema

Se desarrolla de la siguiente manera:<sup>8</sup>

- Se convierte la temperatura actual de la corriente en intervalos de temperatura:

C. calientes  $T_j = T_{act} - (\Delta t_{min}/2)$

C. frías  $T_j = T_{act} + (\Delta t_{min}/2)$

- El segundo paso es realizar un balance con la ecuación siguiente:

$$H_j = (T_j - T_{j+1}) (\sum C_{p_c} - \sum C_{p_h})$$

$H_j$  = calor neto den j-esimo intervalo

$C_{p_c}$  = Calor específico de la corriente fría

$C_{p_h}$  = Calor específico de la corriente caliente

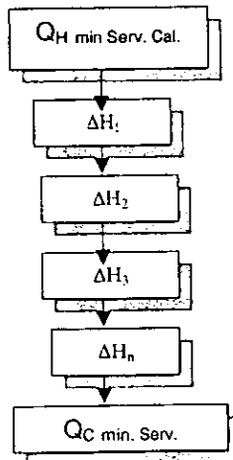


Figura 11. Diagrama de balance de Entalpías en la cascada de calor.

- La **segunda ley de la termodinámica** nos dice que el calor sólo puede ser transferido bajo un gradiente de temperatura, desde una temperatura más alta a una menor.

### 3.2.2. Gran curva compuesta

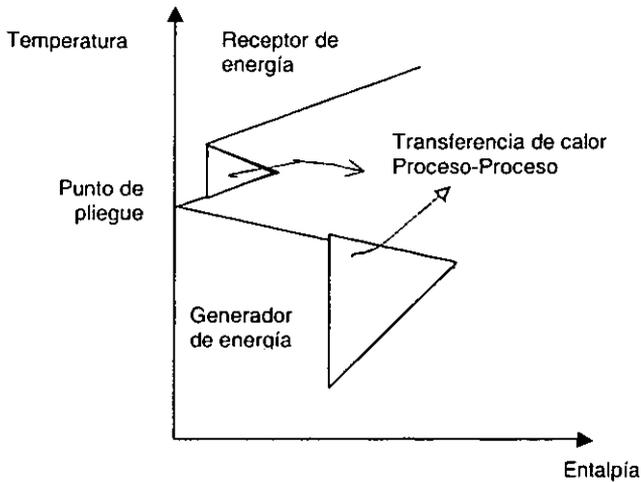
Este diagrama se basa en los flujos de energía y temperatura que resulta de los datos obtenidos a través de la cascada de calor, éste representa la energía total necesaria del proceso, resultado de un balance entálpico de las corrientes calientes y frías.

En el punto de Pinch el flujo de calor es igual a cero, por lo tanto en el diagrama este punto es claramente identificado, ya que es en el cual se une la línea del calor con el eje de la temperatura, en este diagrama se observa que el problema se encuentra dividido, en un conjunto con déficit de energía y otro que cuenta con exceso de energía y estas necesidades llegan a cubrirse con servicios de calentamiento y enfriamiento.

Si existiera intercambio de calor de una corriente caliente localizada arriba del punto de pliegue hacia una corriente fría, abajo del Pinch, el balance de energía requerirá que en ambas corrientes se incrementen sus servicios de calentamiento y enfriamiento de manera proporcional a la cantidad de energía que ha sido transferida.

La curva permite determinar las partes en las cuales se integran con servicios auxiliares y sistemas generadores de trabajo:

- Se aprovechan más eficientemente los servicios auxiliares.
- Es posible integrarlos con las plantas vecinas.
- Se puede aplicar sistemas de bombas de calor o máquinas térmicas.
- Es posible integrar columnas de destilación como parte de los servicios.



**Figura 12. Ejemplo de una gran curva compuesta.**

### 3.3.1. Diseño de la red

Se cuenta con los datos, de la cantidad mínima de servicios requeridos para determinado  $\Delta T$  y de la localización del punto de Pinch, el siguiente paso es resolver el problema, en donde es necesario cumplir con los siguientes criterios de factibilidad:

- Restricciones del  $C_p$ .
- Número de corrientes de proceso.

El primero se refiere a las corrientes que son enfriadas desde su temperatura de entrada hasta la temperatura del punto Pinch y las corrientes frías son calentadas desde la temperatura de pliegue hasta su temperatura final, en donde es necesario que sea por encima del punto de Pinch.

$$(WCp)_{CH} \leq (WCp)_{CC}$$

$_{CH}$  Corresponde a las corrientes calientes y  $_{CC}$  a las corrientes frías.

Debajo del punto de pliegue las corrientes calientes son enfriadas desde la temperatura de Pinch hasta la temperatura requerida, y en esta región se debe cumplir que:

$$(WCp)_{CH} \geq (WCp)_{CC}$$

El segundo criterio de factibilidad se encuentra relacionado con la cantidad de corrientes en la vecindad, esto quiere decir que se debe permitir el arreglo de cambiadores compatible con la cantidad mínima de servicios.

La región caliente se debe considerar con el diseño de la cantidad mínima de servicios sólo si se puede encontrar un acoplamiento, esto quiere decir que:

$$N_{CH} \leq N_{CC}$$

$N_{CH}$  = número de corrientes calientes

$N_{CC}$  = número de corrientes frías

En la región que se encuentra debajo del Pinch cada corriente debe llegar a la temperatura de división por medio de intercambio térmico, esto sólo es posible si:

$$N_{CH} \geq N_{CC}$$

Los criterios de factibilidad se resumen en:

$$\textit{Arriba del Pinch } (WCp)_{CH} \leq (WCp)_{CC} \textit{ y } N_{CH} \leq N_{CC}$$

$$\textit{Abajo del Pinch } (WCp)_{CH} \geq (WCp)_{CC} \textit{ y } N_{CH} \geq N_{CC}$$

Estos criterios nos ayudan a identificar las mejores combinaciones, la mejor opción de intercambio y la necesidad de división de corrientes y generar opciones de combinación de corrientes.

### 3.3.2. Mínimo de número de unidades

El número de equipos se encuentra íntimamente ligado con los costos del capital del proceso, esto representa un incentivo para la reducción del número de acoplamientos entre corrientes. El realizar una evolución de la red de intercambio térmico con consumo de servicios externos, tiene por objetivo la reducción del número de equipos de transferencia, y es conveniente conocer hasta dónde es posible llegar, para esto se utiliza la siguiente relación:

$$U_{min} = N_{CH} + N_{CC} + \text{No. de Servicios} - 1$$

Con ayuda de esta relación sabemos que por cada unidad que se encuentre adicional a la red encontraremos un ciclo.

Para verificar el correcto funcionamiento de los intercambiadores, se requiere que no exista ningún cruce de temperaturas en los perfiles de temperatura para el intercambiador.

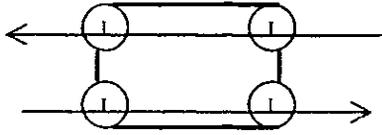
Las temperaturas son calculadas a partir de la ecuación:

$$Q = WCp ( T_{salida} - T_{entrada} )$$

#### Ciclos y rutas

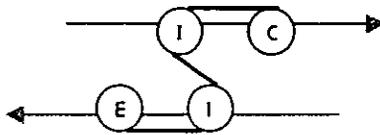
Sabemos que cada vez que en la red se tenga uno o más intercambiadores adicionales al mínimo que calculamos, contamos con una ruta o ciclo en el sistema y esto se aprovecha para obtener el número mínimo de unidades, con las rutas se hace una mejor distribución de las cargas de calor de los intercambiadores y los equipos que trabajan con servicios y es posible eliminar los intercambiadores sobrantes.

Ciclo: Es un conjunto de equipos que al trazar una línea imaginaria que los une, inicia y termina en el mismo equipo.



**Figura 13. Ejemplo de un ciclo de calor entre intercambiadores.**

Ruta; es el conjunto de equipos que al unirlos se inicia en un servicio y termina en otro, distinto (calentador – enfriador o viceversa).



**Figura 14. Ejemplo de ruta, inicia en un servicio y termina en otro.**

La forma de romper los ciclos es eliminar el intercambiador con la menor carga, restando el valor de la carga a este equipo y sumando al siguiente equipo en el ciclo, se continua así hasta cerrar el ciclo, terminado esto se comprueba que los intercambiadores cumplan termodinámicamente.



**Figura 15. Ejemplo de intercambiador que cumple termodinámicamente (A), intercambiador que no cumple (B).**

Al encontrar que alguno de los intercambiadores no es factible se procede a restablecer este equipo, se procede a hacer uso de la ruta; en donde se adiciona una carga de energía al intercambiador con problemas, como el procedimiento anterior de suma y resta de calor, para que la cantidad de energía se conserve en las corrientes que formen parte de la ruta, al hacer esto se redistribuye la carga de intercambio de calor en distintos equipos.

La cantidad que se debe agregar al enfriador o calentador se obtiene con la ecuación:

$$(WCp \Delta T)_{caliente} = (WCp \Delta T)_{frío}$$

$$Q - Q_e = WCp \Delta T$$

$Q_e$  es el calor excedente que ya no puede intercambiarse y por esto se cruzan los intercambiadores.

Este tipo de arreglos se efectuará cada vez que los intercambiadores no cumplan termodinámicamente, hasta que todos los cambiadores se encuentren correctamente colocados y se maneje una nueva red mejorada.

Para esto contamos con dos estructuras extremas que cumplen correctamente las estructuras y restricciones de los equipos, con un mínimo de servicios auxiliares o con un mínimo de unidades y mayor consumo de servicios auxiliares.

La mejor red será la que después de realizar un análisis del proceso y costos para resulte ser la más adecuada por tiempo de retorno de la inversión considerando los distintos servicios para la operación de dicha red, o elegir la que tiene un resultado menor a la suma de los costos, el tipo de proceso, de acuerdo con el lugar de operación y las condiciones ecológicas.

### **Área mínima de intercambio de calor en la red.**

El área mínima, es la superficie necesaria para obtener los mínimos servicios de calentamiento y enfriamiento. Esta varía inversamente proporcional a los servicios necesarios ya que se necesita un área de intercambio de calor específica, esto se reduce a que el área de transferencia está relacionada con la temperatura de acercamiento y el calor máximo integrado en consecuencia a la cantidad de servicios a utilizar.

### 3.4. Método de rediseño

Este método se encuentra enfocado principalmente al criterio de costos, ya que éste es considerado como bueno si se cumple con los requerimientos de intercambio y con los requisitos previamente fijados, como el tiempo de retorno de inversión. Es preciso elegir una buena base para iniciar el rediseño y lograr un buen valor de retorno de inversión. La elección de la base se lleva a cabo con un análisis previo para rediseñar la red.<sup>9</sup>

El análisis previo proporciona un camino más adecuado para rediseñar bajo el criterio de costos. Este puede ser explicado dividiéndolo en dos: la filosofía y el procedimiento de análisis para obtener los datos necesarios e iniciar el rediseño de la red.

La evaluación del área mínima de intercambio de calor requerida se realiza considerando que ambas curvas compuestas calientes y frías transfieren calor verticalmente y con esto la transferencia de calor es mínima, esto suponiendo un arreglo de flujo en contracorriente. La limitación es el considerar que todos los intercambios de calor tienen coeficientes iguales de transferencia de calor ( $h$ ). La ecuación que aplica esta situación y proporciona un estimado del área mínima es:

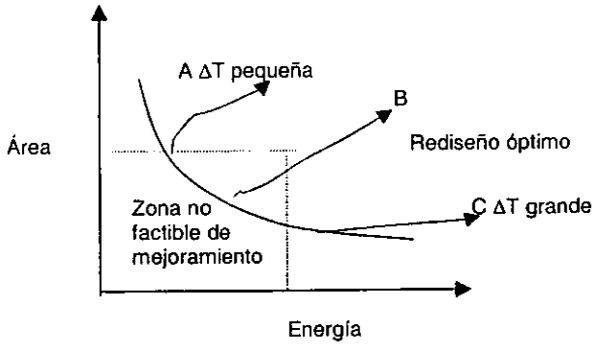
$$A_{req} = \sum_i^{\text{intervalos}} \frac{1}{\Delta LMTD} \left[ \sum_i^{corr} \frac{q_{L_i}}{h_i} \right]$$

Con esta ecuación se evalúa el área requerida mínima de las curvas compuestas a diferentes valores de  $\Delta T_{min}$  y a cada uno le corresponde un área requerida y una cantidad mínima de requerimiento de servicios.

La ecuación involucra un intervalo  $i$ , donde hay  $j$  corrientes, incluyendo calientes y frías, con su carga individual de calor, y su coeficiente de transferencia, se evalúa el área mínima requerida de las curvas compuestas a distintos  $\Delta T_{min}$  y es obtenida un área mínima requerida y una mínima cantidad de servicios.

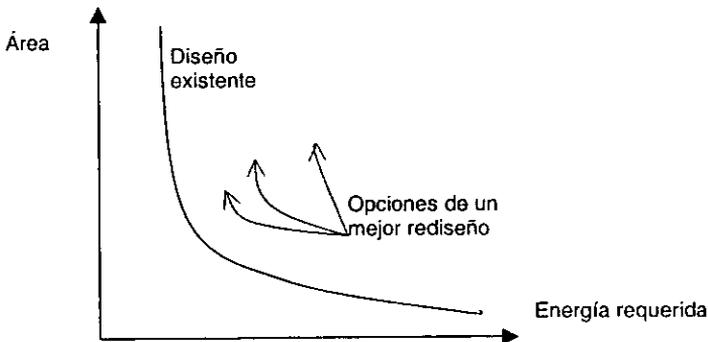
**Filosofía.** Consiste en el análisis de la forma de evaluar el área mínima requerida y el mínimo requerimiento de servicios para cada diferencia de

temperatura mínima, se gráfica y da un esquema en el cual se pueden dibujar el punto de la red existente (área existente contra requerimientos de servicios).



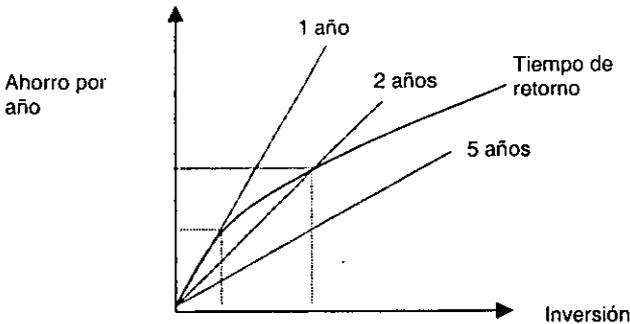
**Figura 16. Alternativas para variar el sistema del área de transferencia contra la energía necesaria para el sistema.**

En esta gráfica, es posible reconocer distintas áreas, la más importante es el punto A que representa el valor óptimo para un rediseño de la red existente, ya que emplea toda el área que existe sin realizar una inversión en equipo, pero en la práctica se tiene que invertir algún capital para hacer estos cambios, para mejorar su eficiencia, esto incrementa el área real y los costos, es posible identificar una zona en la cual no es factible realizar un rediseño, ya sea por un excedente de área o por uno de energía requerida.



**Figura 17. Se pueden realizar con las limitaciones del sistema algunas opciones de mejoramiento de diseño en el sistema.**

Se pueden encontrar varias rutas de rediseño, y cada una involucra una inversión distinta, para una mejor elección es necesario transformar en costos de área y energía utilizada, así se puede distinguir los distintos tiempos de retorno, necesarios para recuperar la inversión utilizando distintos proyectos propuestos.



**Figura 18. Ejemplo de una gráfica de tiempo de retorno de la inversión para un proyecto.**

Este ejemplo nos permite observar los distintos proyectos y qué es lo más conveniente, para esto es necesario realizar el análisis siguiente.

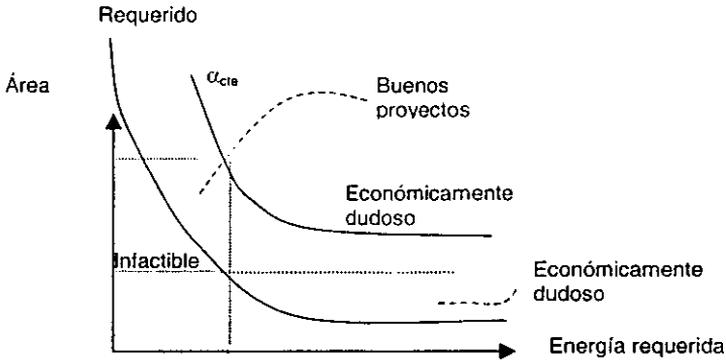
### 3.5. Análisis previo.

Este procedimiento se inicia con la evaluación de la eficiencia del área en la red existente, la cual puede ser definida como la relación entre el mínimo requerimiento de área ( $A_{tx}$ ) y el área utilizada actualmente en la red ( $A_x$ ), para una cantidad de energía empleada.

$$\alpha = (A_{tx}/A_x)_{EE}$$

En general el valor de  $\alpha$  es menor a la unidad y éste indica qué tanto se aprovecha el área existente, si se supone que  $\alpha$  es constante a lo largo del requerimiento de área y energía se obtiene una nueva curva con la siguiente ecuación:

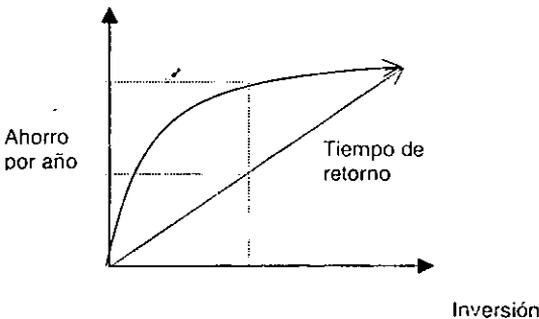
$$(A_{ty}/A_y) = (A_{tx}/A_x) = \alpha_{cte}$$



**Figura 19. Gráfica de eficiencia constante, se realiza la corrección por la eficiencia del sistema.**

En esta nueva gráfica también se muestran varias regiones, en dos de las cuales no es conveniente rediseñar, y una que es no factible; la última es en donde se encuentran los buenos rediseños entre los requerimientos mínimos y la curva de  $\alpha$  constante que disminuye la energía requerida incrementando el área de transferencia de calor.

El incremento del área constituye una inversión, que conjuntamente con el dinero ahorrado por los servicios no consumidos son transformados a costos, y con un tiempo de retorno establecido se realiza una línea que nos ayuda a obtener el mejor valor de  $\Delta T_{min}$ , que será considerado para iniciar el rediseño de la red.



**Figura 20. Gráfica de comparación de ahorro de la nueva red contra la inversión del proyecto para el rediseño de la red**

Con los datos obtenidos en el análisis previo, como  $\Delta T_{\min}$  base, los mínimos requerimientos de servicios al área mínima, se procede a realizar el rediseño en el cual se debe hacer lo siguiente:

- Análisis de los intercambiadores existentes, calculando la eficiencia con su  $\Delta T_{\min}$  real.
- Corrección de los malos intercambiadores debido a su colocación.
- Se colocan los nuevos cambiadores de acuerdo con los flujos manejados y al producto.
- Evolución de la red.

**3.5.2. Análisis de los intercambiadores existentes**

Éste determina qué tan bien colocada se encuentra la unidad, esto se realiza con un análisis del problema. Se basa principalmente en considerar que a la red existente se le quitará un intercambiador y se calculará el área mínima remanente requerida, al igual que el acercamiento de la temperatura. Con este procedimiento se evalúa cada intercambiador y se determina su eficiencia máxima de área.

$$\alpha_{\max(i)} = (At) / ((A(i) + Atr(i)))$$

$$0 \leq \alpha_{\max(i)} \leq 1$$

$A(i)$  Es el área del intercambiador  $i$

$At$  Es el área de la red calculada con los datos base los cuales resultan del análisis previo.

Atr(i) Es el área de la red eliminando las partes de las corrientes involucradas en el intercambiador  $i$ .

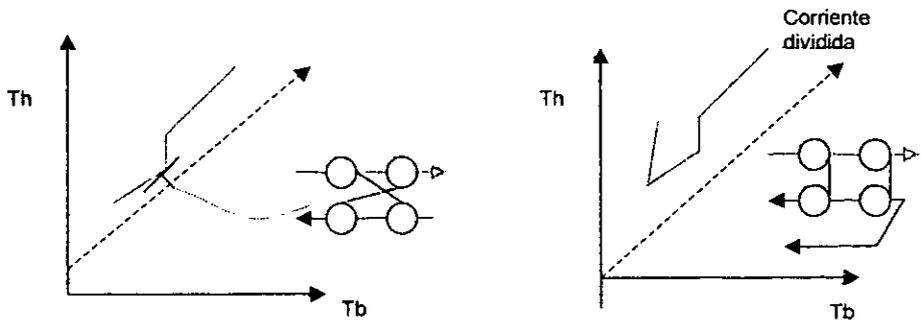
Este procedimiento debe realizarse para todos los intercambiadores, uno a la vez, con los datos obtenidos de los intercambiadores existentes del  $\alpha_{max}$  y  $\Delta T_{min}$  se decide si los intercambiadores se encuentran bien colocados en la red, y en este caso se calcula su eficiencia sin considerar el intercambiador, obteniéndose los valores de  $\alpha$  y el  $\Delta T_{min}$  y éste se compara con la base anterior, pero tomando en consideración que el mínimo requerimiento de servicios debe permanecer fijo, analizando los resultados se procede a corregir los intercambiadores que se encontraron mal colocados.

Para corregir los malos intercambiadores se utilizan dos herramientas: el esquema potencial de temperatura y la técnica de cambio de intercambiadores.

La primera es un esquema en donde son alineadas las temperaturas de las corrientes calientes y frías, resultando de esto el diagrama, con la representación del intercambiador de la red. La segunda se conoce como la técnica de cambio de intercambiadores, una es cambiando las condiciones de operación del mismo y cambiándolo de posición o relocalizándolo, la primera es la más usual ya que la estructura de la red no cambia.

El cambio puede realizarse de las maneras siguientes:

- Ajustando  $\Delta T$ .
- Cambiando la relación de  $C_p$ .
- O ambas al mismo tiempo.



**Figura 21. Diagramas de temperaturas de un sistema de intercambio de calor.**

Es importante tratar de realizar un cambio que haga uso de la mayor área existente posible y que sea orientado a un buen arreglo.

Ya corregidos los intercambiadores se aplica el análisis del problema remanente, para verificar que los intercambiadores hayan sido colocados correctamente.

### 3.5.3. Colocación de nuevos intercambiadores.

Se colocan nuevos intercambiadores para completar el rediseño, utilizando el diagrama de potencial de temperatura y del análisis del problema remanente para verificar su correcta posición.

### 3.5.4. Evolución de la red

Al término de las tres etapas anteriores, se satisfacen los objetivos del proceso y se logra un mejor uso de la energía, el diseño todavía puede ser mejorado haciendo una estructura más compatible con la red existente, y disminuyendo el número de unidades requeridas. Esto se logra con la redistribución de calor siguiendo los ciclos y rutas, así como su manejo para disminuir el número de equipos.

## **CAPÍTULO 4.**

### **DESARROLLO Y ANÁLISIS DE RESULTADOS**

Esta planta consta básicamente de tres secciones: sección de destilación atmosférica, destilación al vacío y sección de tratamiento cáustico de gasolina.

La función de la sección atmosférica es la que separa por medio de destilación los productos primarios del crudo, para ser enviados a tanques de almacenamiento y/o otras plantas para procesos posteriores.

El principal objetivo de la planta atmosférica es la separación del crudo en sus fracciones comerciales para la obtención de productos de tipo comercial como: gas combustible, nafta pesada, querosina, gasóleo pesado y residuo, además del tratamiento de las corrientes producto de nafta ligera.

La sección de destilación al vacío procesa el residuo primario proveniente de la sección atmosférica para obtener gasóleo ligero de vacío y gasóleo pesado de vacío, junto con el gasóleo pesado primario, que se enviarán como carga a la planta de desintegración catalítica y el residuo, sirve como carga a la planta reductora de viscosidad.

La sección de tratamiento cáustico de gasolina tiene como objeto eliminar con sosa cáustica los compuestos de azufre contenidos en la gasolina.

En este trabajo sólo se trabajará con la sección de destilación atmosférica. En esta sección se efectúan las operaciones de precalentamiento del crudo para llevarlo a la temperatura necesaria para efectuar la eliminación de sales y la correcta separación en la torre de destilación. A la entrada de la torre una de las especificaciones de temperatura es la de contar con una corriente de crudo a 680°F, para esto se utilizan dos hornos en los que se consume combustible y se calientan las corrientes a la temperatura requerida.

Dentro de la planta atmosférica se encuentra una sección de desalado que reduce el contenido de sales y agua en el crudo. En el despunte se separan las fracciones ligeras que contiene la alimentación calentándolas. En la destilación y agotamiento se realizan las separaciones de las fracciones, y así obtener las especificaciones para los procesos posteriores.

En las secciones de destilación y agotamiento se involucra una gran cantidad de recirculaciones debido a las especificaciones que deben cumplir las corrientes ya que proporcionan la materia prima para las siguientes secciones de la planta.

Para la aplicación de la tecnología de Pinch en el tren de calentamiento es necesario el utilizar la síntesis de procesos para realizar un mejor uso de la energía con un mejor intercambio de calor, esto nos disminuirá el costo del proceso.

El primer paso consiste en obtener un buen punto de inicio para el rediseño de la red, que reduce la necesidad de examinar alternativas de redes que no sean factibles en el proceso.

Lo que se pretende al realizar este trabajo es utilizar el área disponible y con esto disminuir los servicios auxiliares realizando un mejor uso del área existente en la red actual, combinando adecuadamente las distintas corrientes, considerando los costos de inversión, y el ahorro de los servicios, utilizando el tiempo de retorno de la inversión como una herramienta de desición para el proyecto.

#### **4.1. Información de diseño**

Esta información se obtuvo principalmente del diagrama de flujo de proceso (anexo 1) en el cual se indican las unidades de intercambio de calor, ya sea proceso-proceso o involucrando los servicios auxiliares.

El tren actual de cambiadores de calor de proceso–proceso cuenta con 16 equipos que se presentan en la siguiente tabla.

**Tabla 8. La red actual se compone de los siguientes cambiadores**

<b>INTERCAMBIADORES QUE INVOLUCRAN LA RED ACTUAL</b>		
<b>INTERCAMBIADOR</b>	<b>CODIFICACION</b>	<b>CORRIENTES INVOLUCRADAS</b>
1	EA-101	Precaentador crudo – nafta.
2	EA-102A	1° precaentador de crudo – querosina.
3	EA-102B	2° precaentador de crudo – querosina.
4	EA-103A	1° precaentador de crudo – gasóleo ligero primario.
5	EA-103B	2° precaentador de crudo – gasóleo ligero primario.
6	EA-104A	1° precaentador de crudo – gasóleo ligero de vacío.
7	EA-104B	2° precaentador de crudo – gasóleo ligero de vacío.
8	EA-105A	1° precaentador de crudo – reflujo gasóleo ligero primario.
9	EA-105B	2° precaentador de crudo – reflujo gasóleo ligero primario.
10	EA-106A	1° precaentador de crudo – gasóleo pesado primario.
11	EA-106B	2° precaentador de crudo – gasóleo pesado primario.
12	EA-107A	1° precaentador de crudo – gasóleo pesado de vacío.
13	EA-107B	2° precaentador de crudo – gasóleo pesado de vacío.
14	EA-107C	1° precaentador de crudo – producto gasóleo pesado de vacío.
15	EA-108A	1° precaentador de crudo – residuo de vacío.
16	EA-108B	2° precaentador de crudo – residuo de vacío.

Los datos de las corrientes fueron tomadas de las hojas de datos del IMP, y éstos

sirvieron de base para los siguientes cálculos; se tomó en consideración que los valores tanto de capacidad calorífica ( $C_p$ ) como del coeficiente de transferencia de calor individual ( $h$ ), estos cambian con la temperatura, por esto fueron divididas las corrientes principales frías para obtener una mejor caracterización y valores más reales ya que no sería válido el realizar un promedio entre estas corrientes debido a que abarca un gran intervalo de temperatura.

Con ayuda de la división de corrientes es posible calcular el área mínima que requiere la red para el intercambio de calor, para lograr la aproximación se emplea la siguiente ecuación, cuya característica principal es que se asume que la transferencia de calor es en forma vertical entre las dos curvas compuestas, esto es válido para el caso en que los valores del coeficiente global de transferencia de calor ( $U$ ) sean constantes.

$$A_i = \Delta H / (U \Delta \text{LMTD}_i)$$

$i$ , Es el intervalo tomado

$\Delta H$ , Es la entalpía en el intervalo  $i$

$\Delta \text{LMTD}_i$  Es diferencia media logarítmica de temperaturas en el intervalo.

Se observa que existen nueve corrientes calientes que requieren enfriamiento y dos frías que requieren calentamiento. Se realiza una división de las corrientes principales y así disminuir el intervalo  $i$ , para utilizar la ecuación anterior y así tener una mejor caracterización de las corrientes, debido a la gran diferencia de temperaturas que abarca la red.

De los datos de diseño se obtuvo que el tren de intercambio de calor tiene un área existente de 70,192 Ft<sup>2</sup>.

Las tablas 9 (STREAM DATA) y 10 (UTILITY STREAM DATA), proporcionadas por el programa indican los valores que sirvieron de base para el cálculo de la red de intercambio de calor.

Se presentan primeramente los datos de las corrientes con las cuales se va realizar el intercambio de calor y algunas de las especificaciones, como son la temperatura de entrada y de salida, la capacidad calorífica ( $C_p$ ) multiplicada por el flujo de la corriente o masa ( $M$ ), el coeficiente individual de transferencia de calor ( $h$ ) y el costo de la corriente, ninguno de estos valores será cambiado.

Se observan diferencias al aumentar la temperatura de la corriente en algunos datos, ya que el flujo es constante, sabemos que el  $C_p$  y en algunos casos el coeficiente de intercambio de calor cambia con respecto a la temperatura y esta variación no es lineal, por este motivo no es posible contar con un promedio, la alternativa que proponemos para caracterizar mejor la corriente es dividirla en dos o tres secciones para lograr una mejor aproximación de los valores de la corriente y que la simulación se asemeje a la realidad del proceso.

Es posible observar en la misma tabla que para una sola corriente existen distintos costos de crudo, gasóleo pesado y residuo, ya que los cambiadores de calor utilizados para realizar el intercambio de energía son distintos y por esto también el costo es diferente entre sí, cabe aclarar que algunas corrientes no se ven afectadas por el rango de temperaturas utilizado. Estos datos se obtuvieron de las hojas de datos del IMP.

La tabla 11 (UTILITY PLACEMENT DATA) contiene los datos de los servicios, temperaturas de suministro, el coeficiente individual de transferencia de calor de cada corriente que se encuentra en ( $\text{MMBTU}/\text{h}(\text{ft}^2 \text{ F})$ ) y el costo de cada uno de los servicios en  $\{ \$(\text{yr}(\text{MMBTU}/\text{h})) \}$ .

La tabla 12 (COST DATA REPORT) presenta los datos utilizados para el análisis económico, donde se tiene previsto un plan de 10 años, con un interés del 10% anual, y al mismo tiempo se dan los datos de costo de los intercambiadores que se utilizarán en el análisis de acuerdo con la ecuación de costo propuesta para los intercambiadores, también da un resumen del método económico utilizado y el objetivo a optimizar en este caso es el minimizar el costo total anual.

Untitled:

Tabla 9

File:TULA11.ST2

## STREAM DATA

Ref. Cap. Cost Law = 1

Stream	Name	Supply Temp.	Target Temp.	Enthalpy Change	MCP	HTC	DT	Cap Cst Law
		[F]	[F]	(2)	(1)	(3)	[F]	
1 C	Crudo1	68.00	882.00	353.7				
1.1		68.00	241.00	82.5	.477	1.11E-4		1
1.2		241.00	505.00	156.2	.592	1.68E-4		2
1.3		505.00	682.00	115.0	.650	1.82E-4		3
2 C	Crudo 2	68.00	682.00	319.3				
2.1		68.00	243.00	83.9	.479	1.11E-4		1
2.2		243.00	414.00	96.7	.565	1.68E-4		2
2.3		414.00	682.00	138.7	.518	1.82E-4		3
3 H	Nafta	347.00	100.00	73.0	.296	3.52E-5		1
4 H	Nafta P/A	431.00	110.00	33.7	.105	1.36E-4		1
5 H	Querosina	470.00	110.00	45.9	.127	1.00E-4		1
6 H	Gasoleo Ligero	554.00	110.00	33.0	7.432E-2	8.98E-5		1
7 H	Gasoleo Lig de vacio	415.00	216.00	38.8	.195	8.98E-5		1
8 H	Gasoleo a Atm	557.00	250.00	64.4	.210	1.27E-4		1
9 H	Gasoleo Pesado	611.00	200.00	71.5				
9.1		611.00	473.00	34.5	.250	5.81E-5		2
9.2		473.00	200.00	37.0	.136	6.34E-5		1
10 H	Gasoleo Pesado de vacio	555.00	190.00	97.8				
10.1		555.00	459.00	68.7	.716	4.75E-5		1
10.2		459.00	190.00	29.1	.108	4.75E-5		1
11 H	Residuo	680.00	200.00	120.2				
11.1		680.00	356.00	86.7	.267	4.75E-5		2
11.2		356.00	200.00	33.5	.215	4.75E-5		1

(1) Units of CP are [MMBtu/(hr.F)]

(2) Units of Enthalpy are [MMBtu/hr]

(3) Units of HTC are [MMBtu/(h.(ft<sup>2</sup>.F))]

Unfilled:

File:TULA11.ST2

Tabla 10  
UTILITY STREAM DATA

Ref. Cap. Cost Law = 1

Util	Name	Supply Temp.	Target Temp.	dH Ratio	HTC	DT	Cap Cst Law	Enthalpy Change
		[F]	[F]		(2)	[F]		(1)
1 H	Gas	3632.00	752.00	1	8.81E-5	180.00	3	
2 C	Vapor	86.00	257.00					0
2.1		86.00	237.20	Calc	8.81E-5	18.00	3	0
2.2		237.20	239.00	Calc	1.80E-4	18.00	3	0
2.3		239.00	257.00	Calc	1.80E-4	18.00	3	0
3 C	Agua de enfriamiento	90.00	115.00	1	8.81E-5	9.00	3	
4 C	aire	68.00	86.00	1	3.52E-5	9.00	3	

(1) Units of Enthalpy are [MMBtu/hr]

(2) Units of HTC are [MMBtu/(h.(°F.F))]

Tabla 11

Unfilled:

File:TULA11.ST2

UTILITY PLACEMENT DATA

Util	Name	Max	Min	Place Rule	Place Order	Imp/Exp	Cost
		(2)	(3)				(1)
1 H	Gas			Pinch	1	Imp	46703.82
2 C	Vapor			Fix	2	Exp	16816.42
3 C	Agua de enfriamiento			Pinch	4	Imp	4396.07
4 C	aire			Pinch	3	Imp	4396.07

(1) Units of Annual Energy Cost are [\$/yr.(MMBtu/hr)]

(2) Units of Enthalpy are [MMBtu/hr]

(3) Units of Enthalpy are [MMBtu/hr]

COST DATA REPORT

Economic Data:

Economic method = 1 [Annualised Capital Cost.]

Capital recovery factor includes annual interest repayments.

$$CC \text{ (annual)} = CC \text{ (installed)} * r1$$

$$r1 = i * (1+i)^N / [(1+i)^N - 1]$$

$$TC \text{ (annual)} = EC \text{ (annual)} + CC \text{ (annual)}$$

Objective: Minimise TC (annual)

Plant Lifetime = 10.0 [a]

Rate of Interest = 10.0 [%]

Cost Laws:

$$\text{Heat Exchanger Capital Cost [\$]} = A + (B * (\text{Area} \wedge C))$$

No	Description	A	B	C
1	Low temp hx	50000.00	264.37	.8300
2	High Temp hx	70000.00	321.77	.8300
3	Utility hx	0	1.9713E-1	.1000

## 4.2. Análisis previo.

En el análisis previo es necesario calcular la mínima cantidad de servicios para los distintos  $\Delta T_{min}$ , así como el área mínima requerida para llevar a cabo los intercambios de calor necesarios en la red.

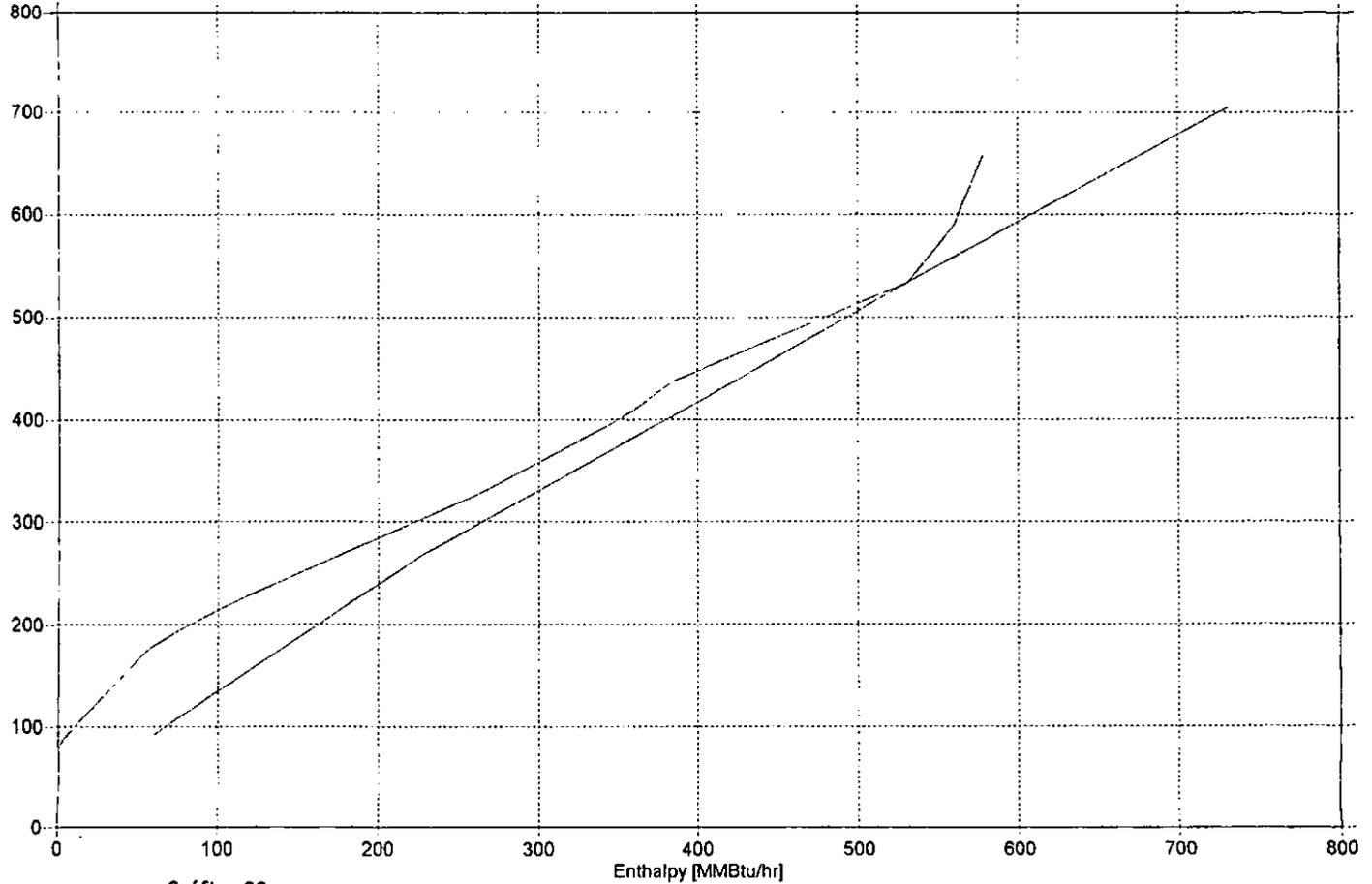
Primeramente el sistema nos pide el  $\Delta T_{min}$  al cual se realizarán los cálculos, en este caso se le suministró el dato de la red actual, que es igual a  $45^{\circ}\text{F}$ , ya que es uno de los datos con los cuales contamos, con este análisis podremos observar como se encuentra el sistema actual, y con esto conocer las deficiencias con las cuales cuenta la red.

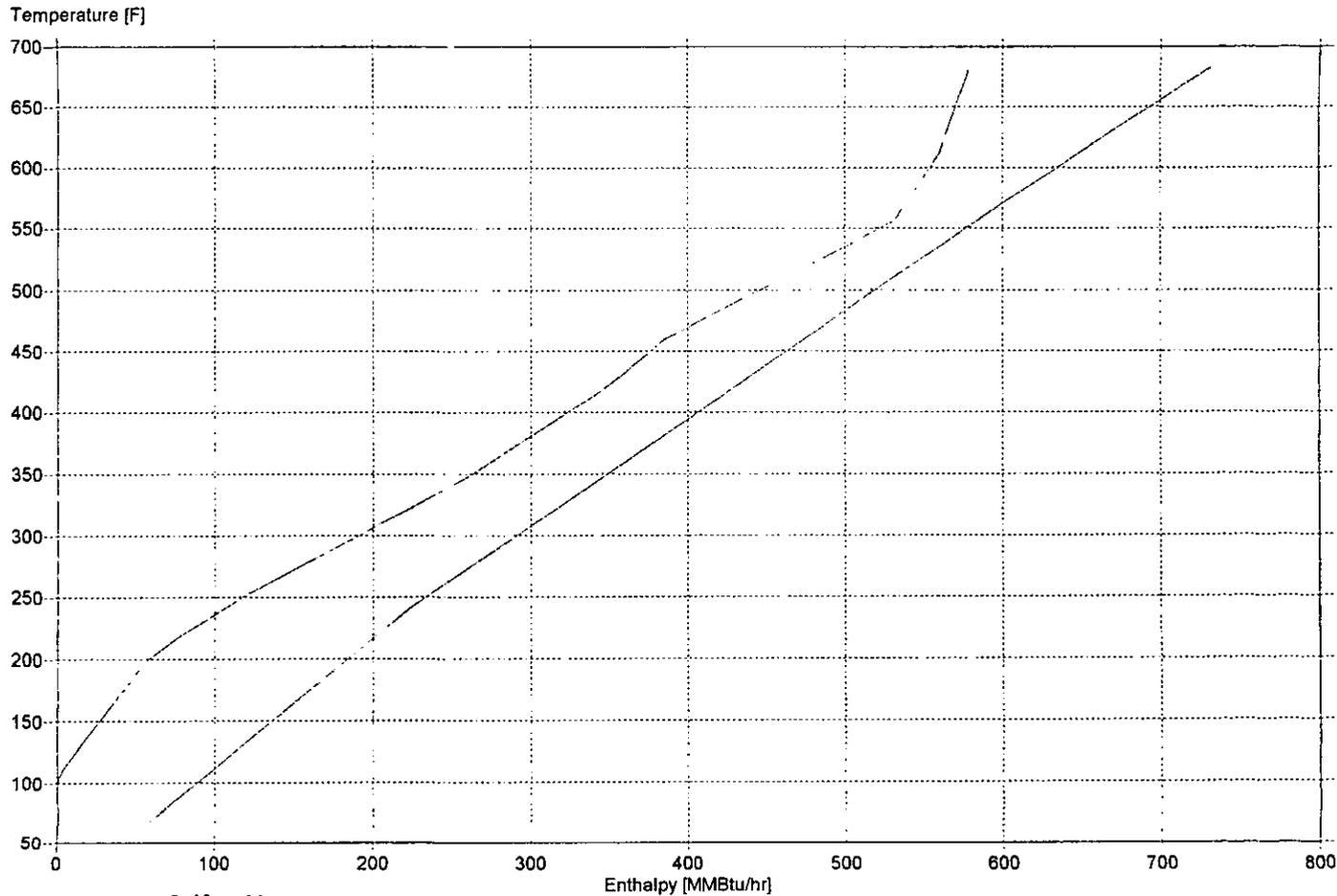
En la figura 22 (SHIFTED COMPOSITE CURVES) siguiente se graficó la entalpía contra la temperatura, que se encuentran en las unidades (MMBTU/h) y ( $^{\circ}\text{F}$ ) respectivamente, la línea superior nos representa las corrientes calientes y la inferior se construye con los datos respectivos a las frías, éste nos hace ver como deberían de funcionar los intercambiadores de calor a  $\Delta T_{min}$   $45^{\circ}\text{F}$ , y se observa que se tiene un punto de pliegue alrededor de  $540^{\circ}\text{F}$ , se encuentran las curvas muy juntas y la distancia entre ellas tiende a cero, esto nos indica que este acercamiento no concuerda con la realidad del proceso actual.

La figura 23 (COMPOSITE CURVES), nos muestra las temperaturas reales a las cuales se trabaja y con esto se observa que el  $\Delta T_{min}$ , se encuentra aproximadamente en  $45^{\circ}\text{F}$ , que es lo que observamos en el proceso, el intervalo entre las dos curvas y el punto de pliegue no se encuentra tan cercano como se había plantado en el esquema anterior que corresponde al diseño del proceso, tomando como base esto si podemos optimizar el sistema actual.

Shifted Composite Curves (Shifted temperatures)  
DT=45.00F

Interval Temperature [F]





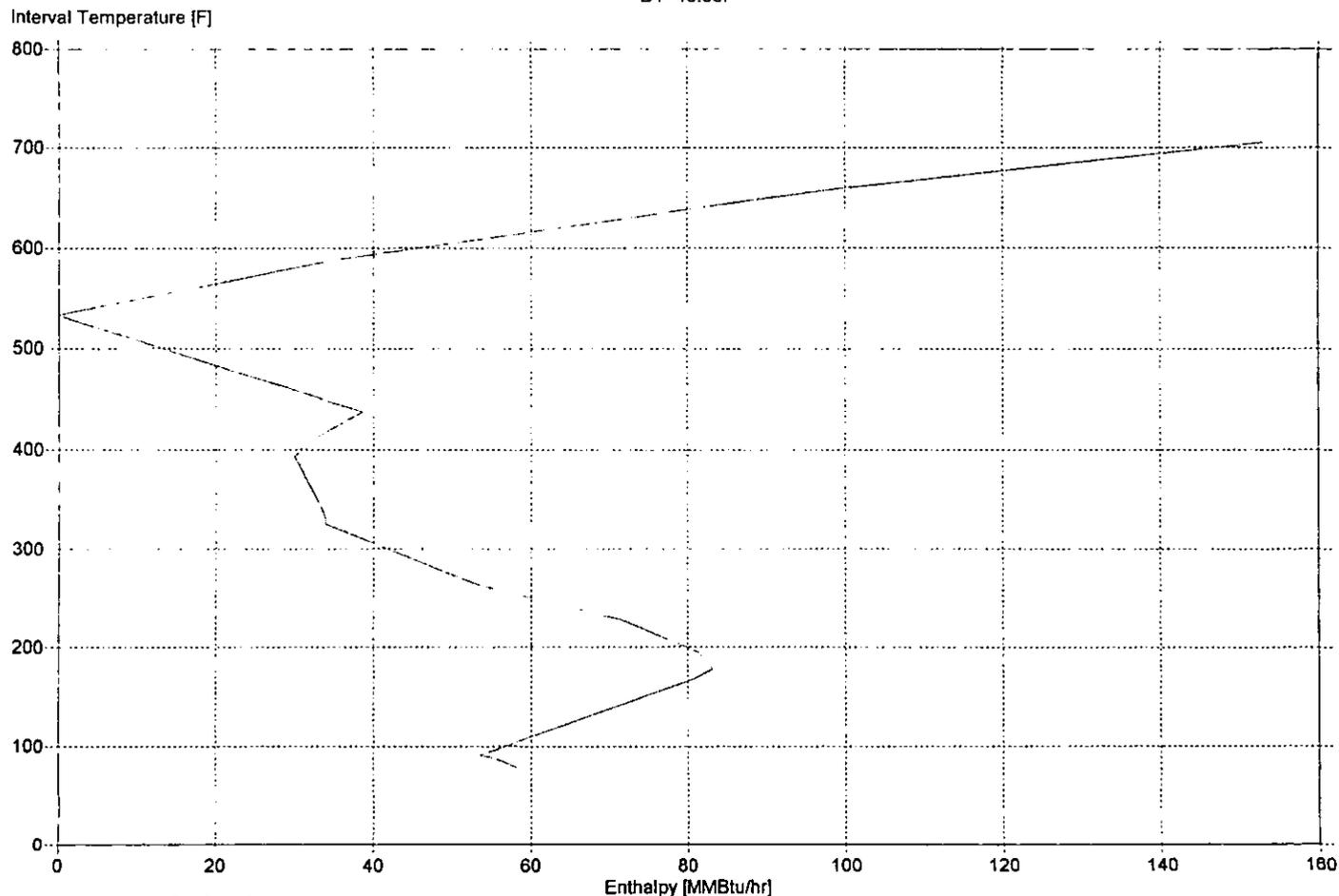
Gráfica 23

El esquema 24 (PROCESS GRAND COMPOSITE CURVE), es la gran curva compuesta en donde se encuentran relacionadas las corrientes de proceso, las calientes y las frías, en éste se observa que contamos con dos regiones en las cuales es posible intercambiar calor proceso-proceso, el punto en el cual la línea toca el cero de la entalpía representa el punto de pliegue, la línea superior a este punto nos indica que es necesario utilizar servicios de calentamiento que para el caso particular se trata de dos hornos que utilizamos para llegar a la temperatura para la corriente de entrada de crudo a la torre de destilación.

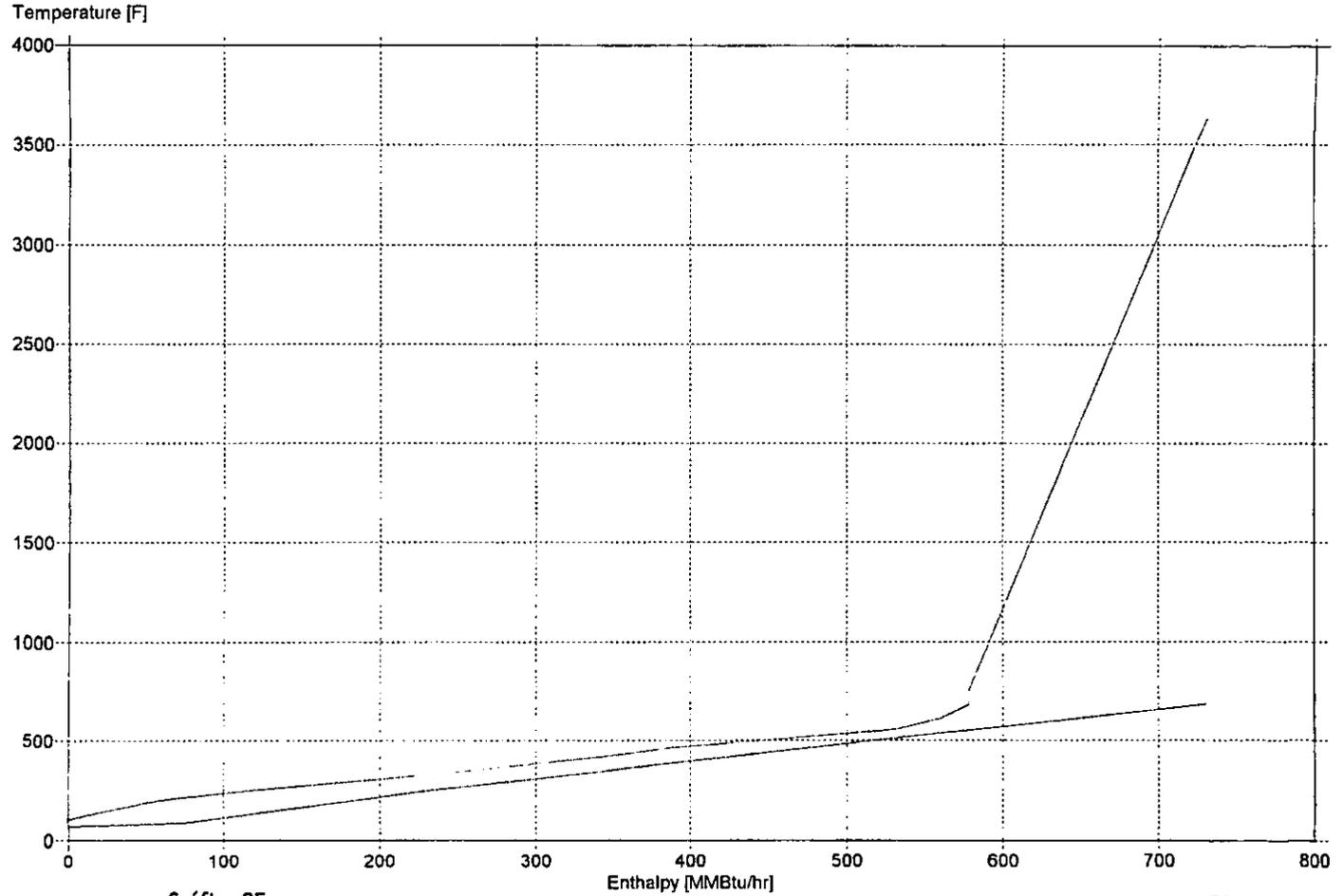
La gráfica 25 (BALANCED COMPOSITE CURVES) es el balance de composiciones que involucra tanto corrientes de proceso como los servicios que se requieren para el sistema, el punto de pliegue permanece en el mismo valor y la curva superior se encuentra considerablemente de mayor tamaño debido al gas que estamos utilizando como servicio de calentamiento para los hornos y así llegar a la temperatura necesaria, uno de los objetivos es el minimizar este servicio ya que el consumo es alto.

El esquema 26 (BALANCED GRAN COMPOSITE CURVE), es la gran curva compuesta en donde graficamos entalpía contra temperatura, en esta curva se combinan las corrientes calientes, las frías incluyendo los servicios, las unidades se encuentran en sistema inglés, la curva superior recta corresponde al servicio de calentamiento o gas y la inferior que toca cero a 68°F es el agua de enfriamiento, no es posible identificar como en la parte superior, donde comienza el servicio y donde inician las corrientes de menor temperatura. Podemos decir que el gas y el agua de enfriamiento son capaces de cubrir la necesidad de enfriar y calentar nuestro sistema a las temperaturas requeridas y es posible ver que de igual manera que los anteriores esquemas que el punto de pliegue se encuentra cerca de 550°F, la escala es amplia y puede confundirse. Se observan dos regiones en forma de picos, en donde es factible el intercambio de calor proceso-proceso.

Process Grand Composite Curve (Shifted temperatures)  
DT=45.00F

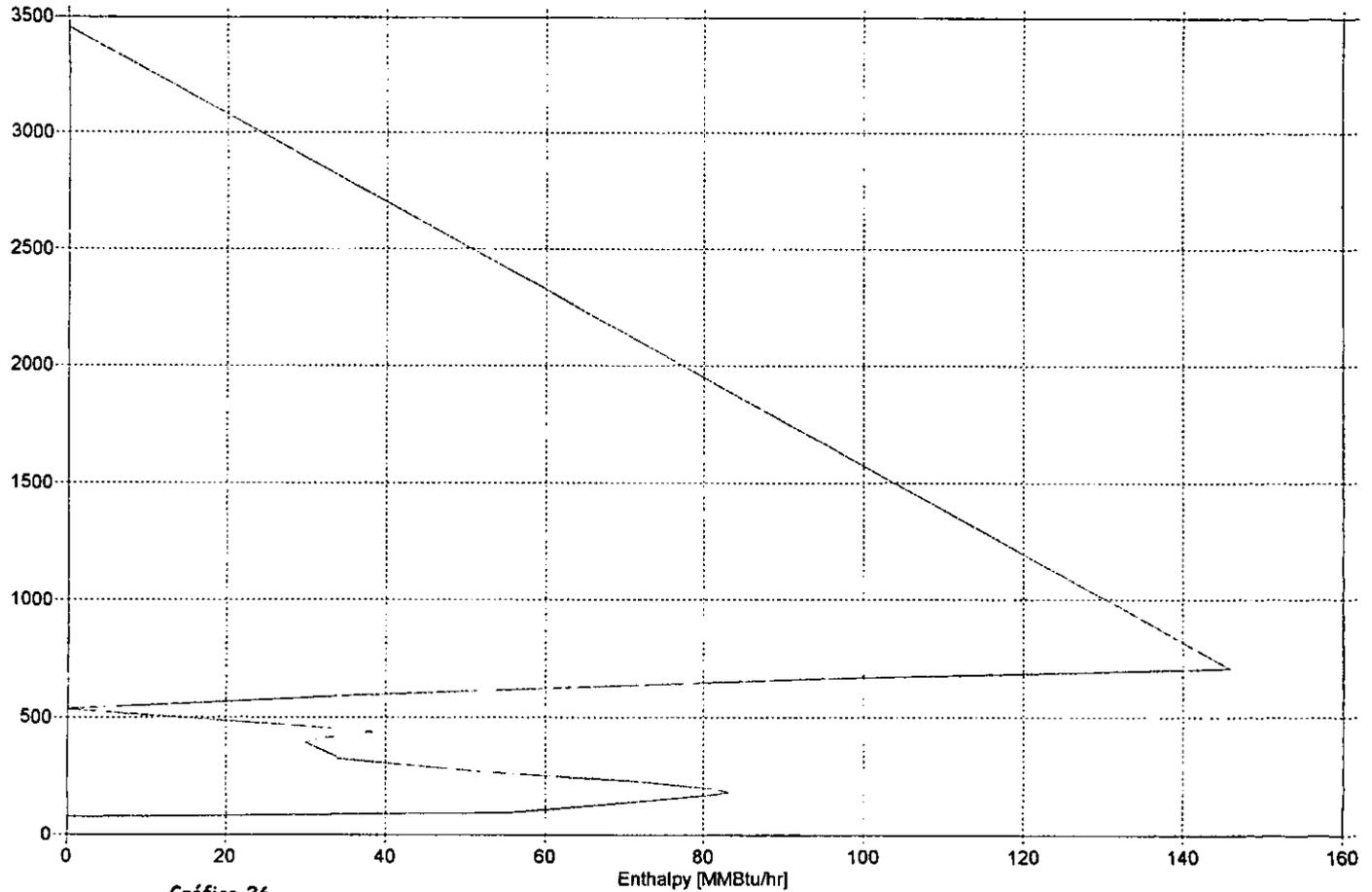


Balanced Composite Curves (Real temperatures)  
DT=45.00F



Balanced Grand Composite Curve (Shifted temperatures)  
DT=45.00F

Interval Temperature [F]



A continuación tenemos el esquema 27 (DIVING FORCE PLOT) de los intercambiadores presentes en el tren actual con un  $\Delta T_{min}$  de 45°F en éste se grafican las temperaturas frías contra las calientes, tenemos la representación de las corrientes calientes en la parte superior y la curva de las corrientes frías en la parte inferior.

En este esquema se observa que los cambiadores actuales no son eficientes y por esto encontramos la gráfica desplazada hacia la izquierda, ya que las líneas de los intercambiadores deberían quedar dentro de la región descrita entre las dos curvas que definen las corrientes de proceso, también nos indica que no estamos cumpliendo con las temperaturas requeridas necesarias para los siguientes procesos.

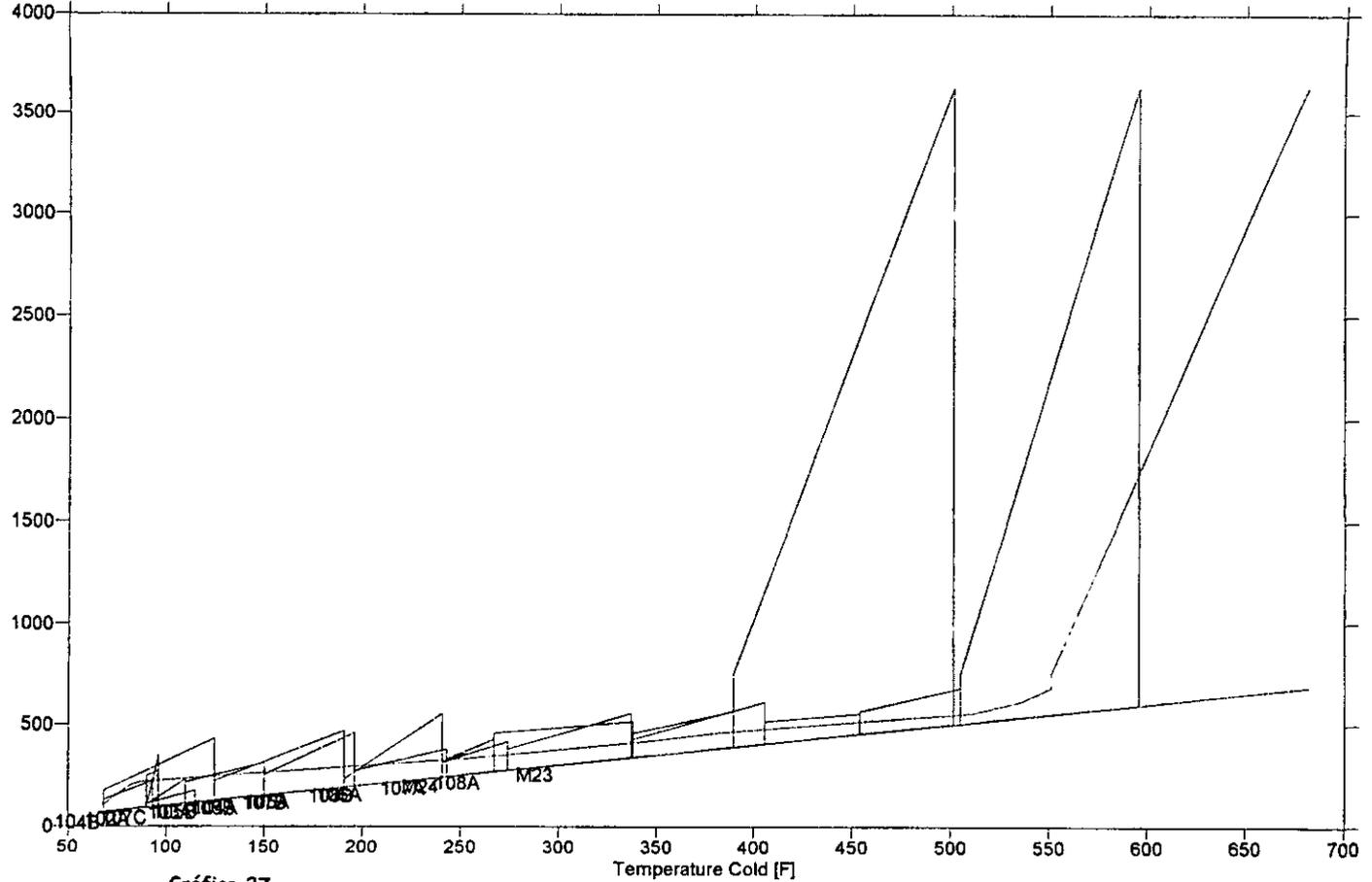
Debido a que encontramos muy encimados los esquemas de los intercambiadores no es posible distinguir cuales son los que no se encuentran dentro de los rangos necesarios para el intercambio de calor, pero se puede observar que los dos picos finales son los dos hornos, que deberían llegar hasta 680°F, pero los encontramos uno llegando a 500°F y el segundo a 600°F ambos como valor máximo, resultado final de la corriente de crudo después de pasar por todos los cambiadores la temperatura resultante al terminar el tren de intercambio de calor es inferior a la necesaria para el proceso.

Casi todos los intercambiadores se encuentran por encima de los rangos de las corrientes, esto significa que los equipos cuentan con una área de transferencia mayor a la necesaria para el tren actual y la eficiencia con la cual se trabaja se encuentra alrededor del 65%, lo que nos da un indicio de que puede mejorarse.

El siguiente paso es el económico, en donde se tratará de justificar el mejoramiento del proceso actual.

Driving Force Plot: All matches on TH vs TC  
DT=45.00F Match= M24

Temperature Hot [F]



Para este análisis se realiza la gráfica 28 (NEW DESIGN RANGE PLOT) en donde se presenta energía contra acercamiento mínimo de temperatura para hacer llegar el sistema a las temperaturas requeridas, las unidades utilizadas son (MMBTU/h) y ( $^{\circ}\text{F}$ ) respectivamente. Se puede observar que entre mayor sea el  $\Delta T_{\text{min}}$  se incrementa la necesidad de servicios tanto de calentamiento como de enfriamiento, esto nos indica que si disminuimos el acercamiento entre temperaturas, reduciremos el requerimiento de servicios y por lo tanto el costo de los servicios utilizados en la planta.

Al realizar el esquema 29 (NEW DESIGN RANGE PLOT 1-1 AREA VS DTMIN) de área contra  $\Delta T_{\text{min}}$  de intercambio de calor, las unidades en las que se encuentra es ( $^{\circ}\text{F}$ ) y ( $\text{ft}^2$ ) respectivamente, en esta gráfica observamos que al disminuir el área de intercambio de calor, se incrementa el acercamiento entre las temperaturas, el punto mínimo se encuentra aproximadamente en un acercamiento mayor a  $45^{\circ}\text{F}$  y el máximo cerca de  $2^{\circ}\text{F}$ , ya que para un acercamiento mínimo de cero grados nos encontraríamos en un caso ideal y el incremento en el área es infinito.

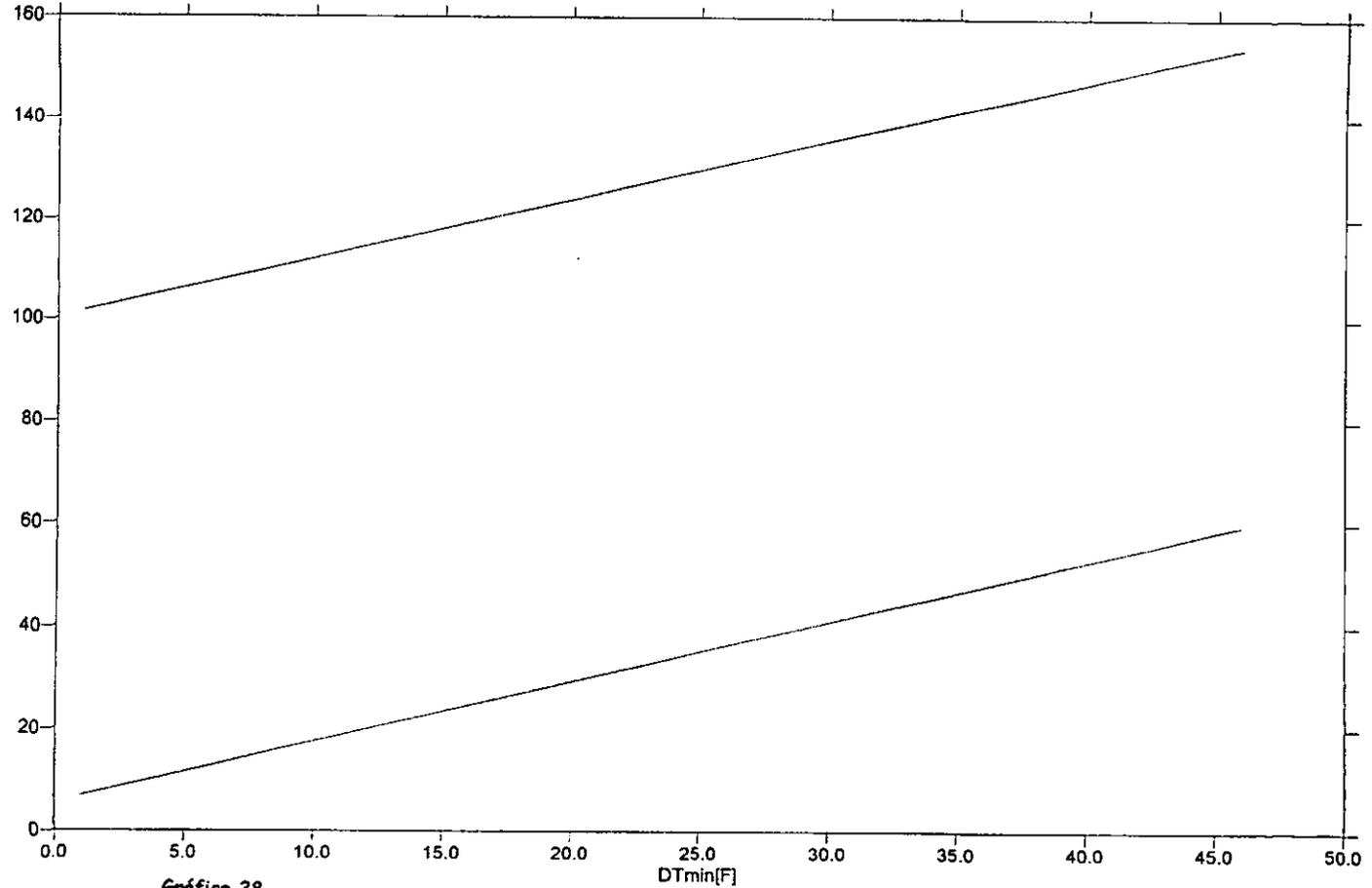
Con ayuda de la gráfica de energía contra  $\Delta T_{\text{min}}$  sabemos que es factible una disminución del acercamiento mínimo entre las corrientes, pero con el esquema de área contra  $\Delta T_{\text{min}}$  observamos que si ese acercamiento es pequeño el incremento en el área es considerable y por lo tanto también el costo de los intercambiadores, nos queda como pregunta, hasta donde es posible disminuir el acercamiento entre las temperaturas de las corrientes, sin llegar a incrementar demasiado el costo de los cambiadores.

Para esto se construye la gráfica 30 (NEW DESIGN RANGE PLOT 1-1 TOTAL COST VS DTMIN) de costo total contra acercamiento mínimo, se mezclan los resultados de los dos análisis anteriores y obtenemos un valor mínimo que es nuestra opción de mejora del sistema.

El costo total que se encuentra en ( $\$/\text{yr}$ ) y el  $\Delta T_{\text{min}}$  que se encuentra en ( $^{\circ}\text{F}$ ) se observa que el mínimo de la gráfica se encuentra alrededor de  $15^{\circ}\text{F}$  con un costo superior a los  $\$8,200,000$  anual, este valor es el más conveniente en nuestro análisis.

New design range plot  
Energy Target vs DTmin

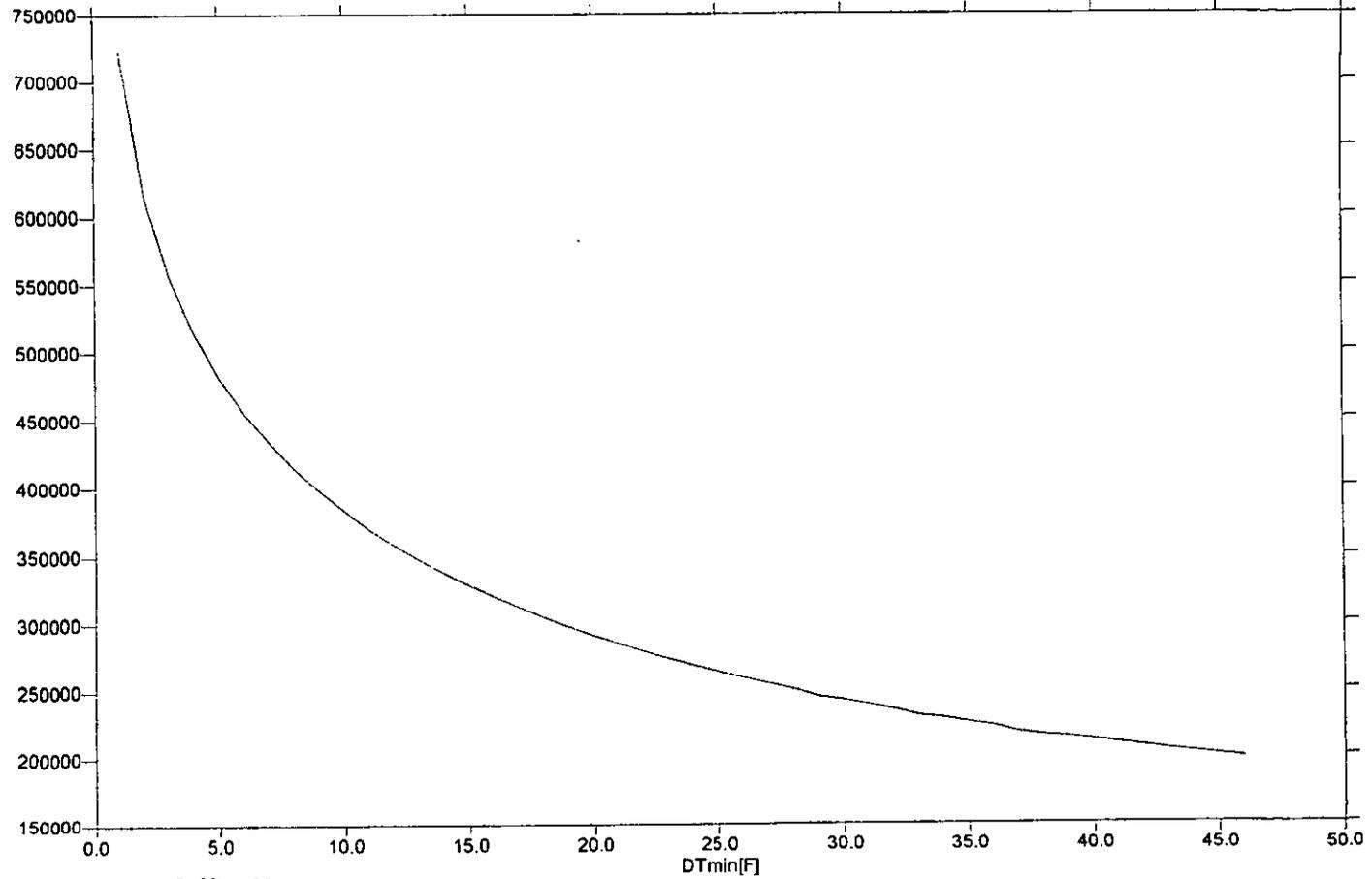
Energy Target[MMBtu/hr]



Gráfica 28

New design range plot  
1 - 1 Area Target vs DTmin

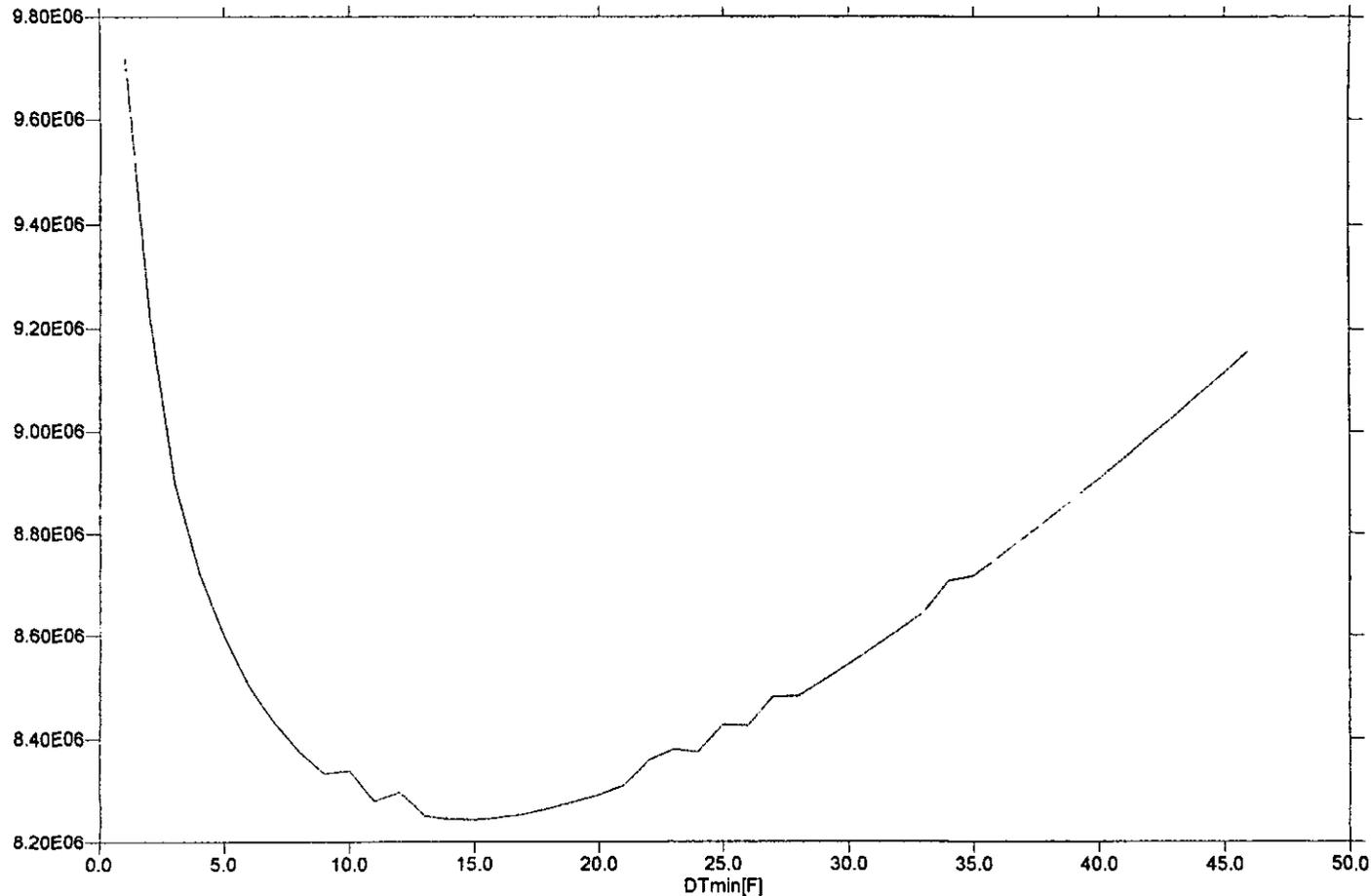
1 - 1 Area Target[ft<sup>2</sup>]



Gráfica 29

New design range plot  
1-1 Total Cost Target vs DTmin

1-1 Total Cost Target[\$/yr]



Gráfica 30

Las siguientes gráficas se realizaron de acuerdo con la eficiencia del proceso, tenemos tres valores de eficiencia ó Alfa, 0.72, 0.80 y 0.95.

En la gráfica 31 el incremento en el área con respecto al  $\Delta T_{min}$ , se observa que a los 15°F que es la disminución propuesta se incrementa el área para los casos de las eficiencias dadas el valor oscila entre 240,000 y 340,000 ft<sup>2</sup>, lo que nos indica que en para aumentar la eficiencia de nuestros equipos es necesario incrementar considerablemente el área efectiva de intercambio de calor.

Al calcular el capital de inversión contra el  $\Delta T_{min}$  que utilizaremos en la gráfica 32, que necesitaremos en el nuevo proceso, esta gráfica nos muestra que a la temperatura elegida encontramos que, para la menor eficiencia de 0.72 tenemos una inversión de \$3,000,000,000.00, y para un valor de  $\alpha = 0.95$  el valor obtenido es de \$4,000,000,000.00, similar al caso anterior, el aumento de la eficiencia nos involucra un incremento en la inversión.

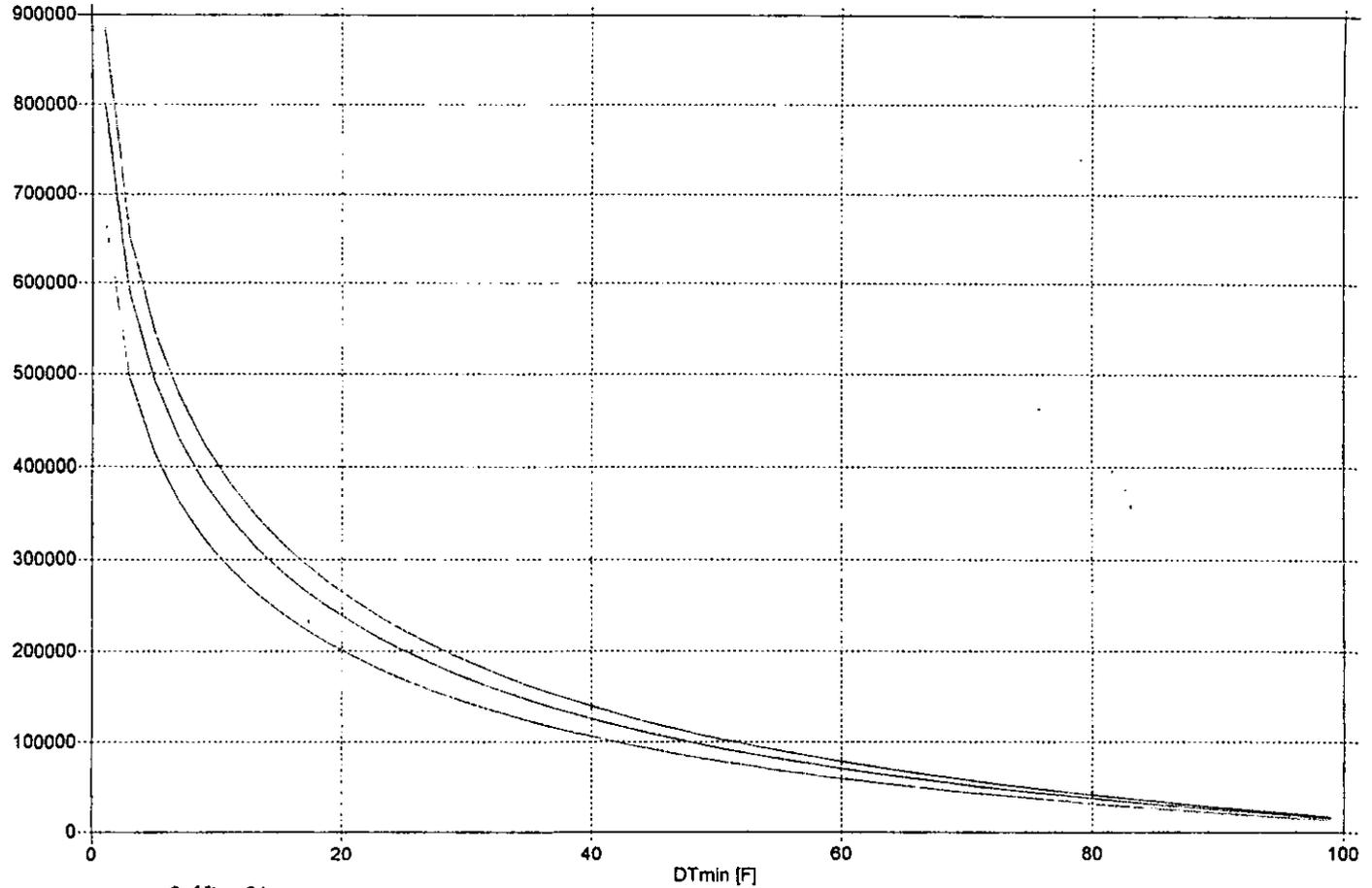
El tiempo de retorno de la inversión representado en la grafica 33 aumenta de igual forma que el capital de inversión y el incremento en el área de transferencia de calor, pero se observa que en este caso para el valor de acercamiento mínimo de temperaturas, los valores oscilan entre 1.3 y 1.8 años dependiendo de la eficiencia, pero este tiempo es accesible para poder emprender las modificaciones necesarias al proceso.

En la gráfica 34 toma en cuenta el tiempo de retorno de la inversión contra el capital de la inversión, el valor mas alto considerado para una  $\alpha$  del 0.95 es de \$4,000,000,000.00 y el retorno de la inversión se encuentra en alrededor de los 1.8 años, lo cual es factible a realizar.

La gráfica 35 nos esquematiza el incremento del área con respecto a la reducción energética, en esta nos es evidente que entre mayor sea la eficiencia el incremento en el área es mayor, al reducirse el consumo energético hasta 100 MMBTU/h, se observa que el mayor incremento se encuentra por los 200000 ft<sup>2</sup>, después de los 100 MMBTU/h, reducidos el crecimiento es exponencial esto nos lleva a la conclusión de que el sistema no permite una disminución mayor a debido a que el costo se incrementa de la misma forma.

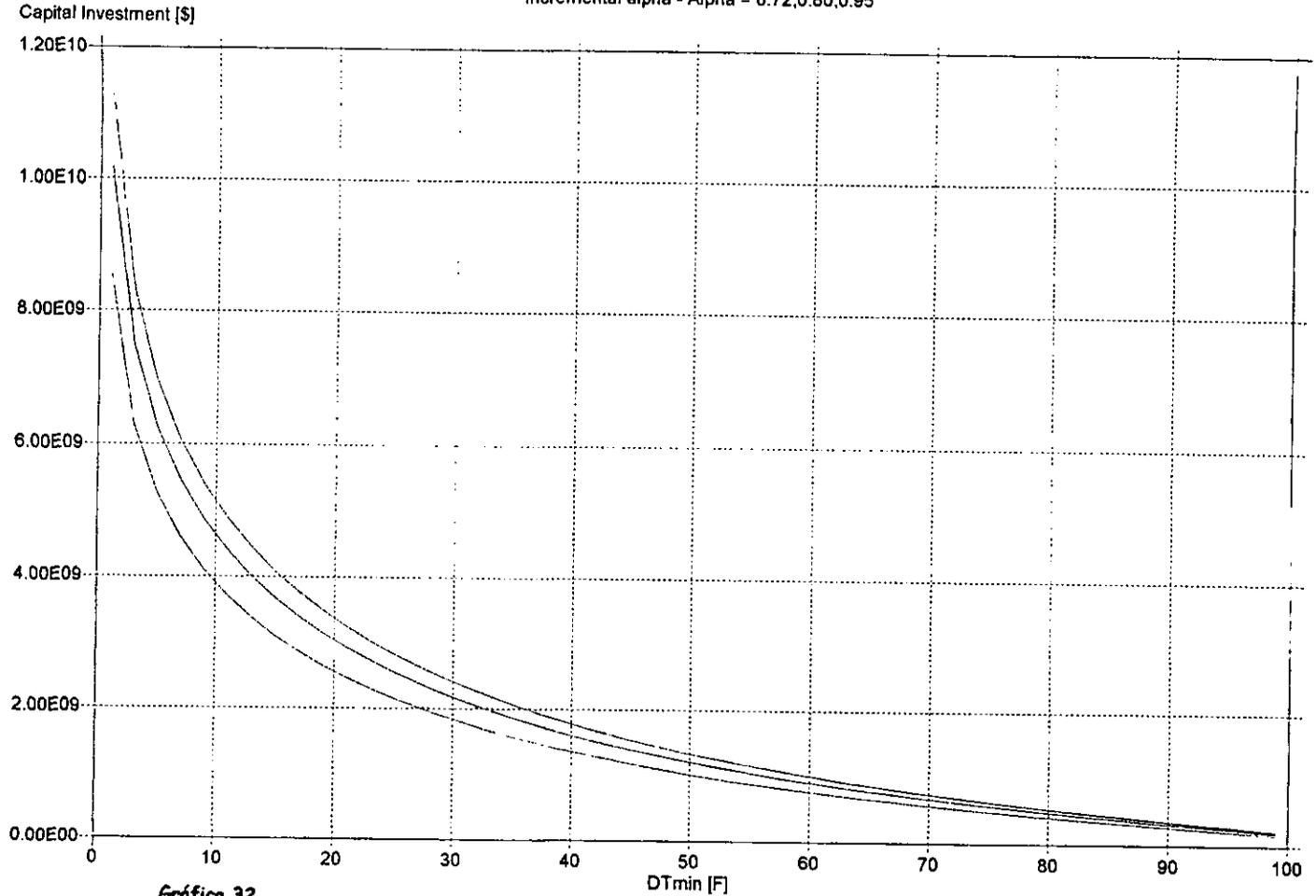
Existing Alpha=0.72 Area=9290.304 Hot util=67699.42 Area/shell=0.3716122  
Incremental alpha - Alpha = 0.72,0.80,0.95

Extra Area [ft<sup>2</sup>]



Gráfica 31

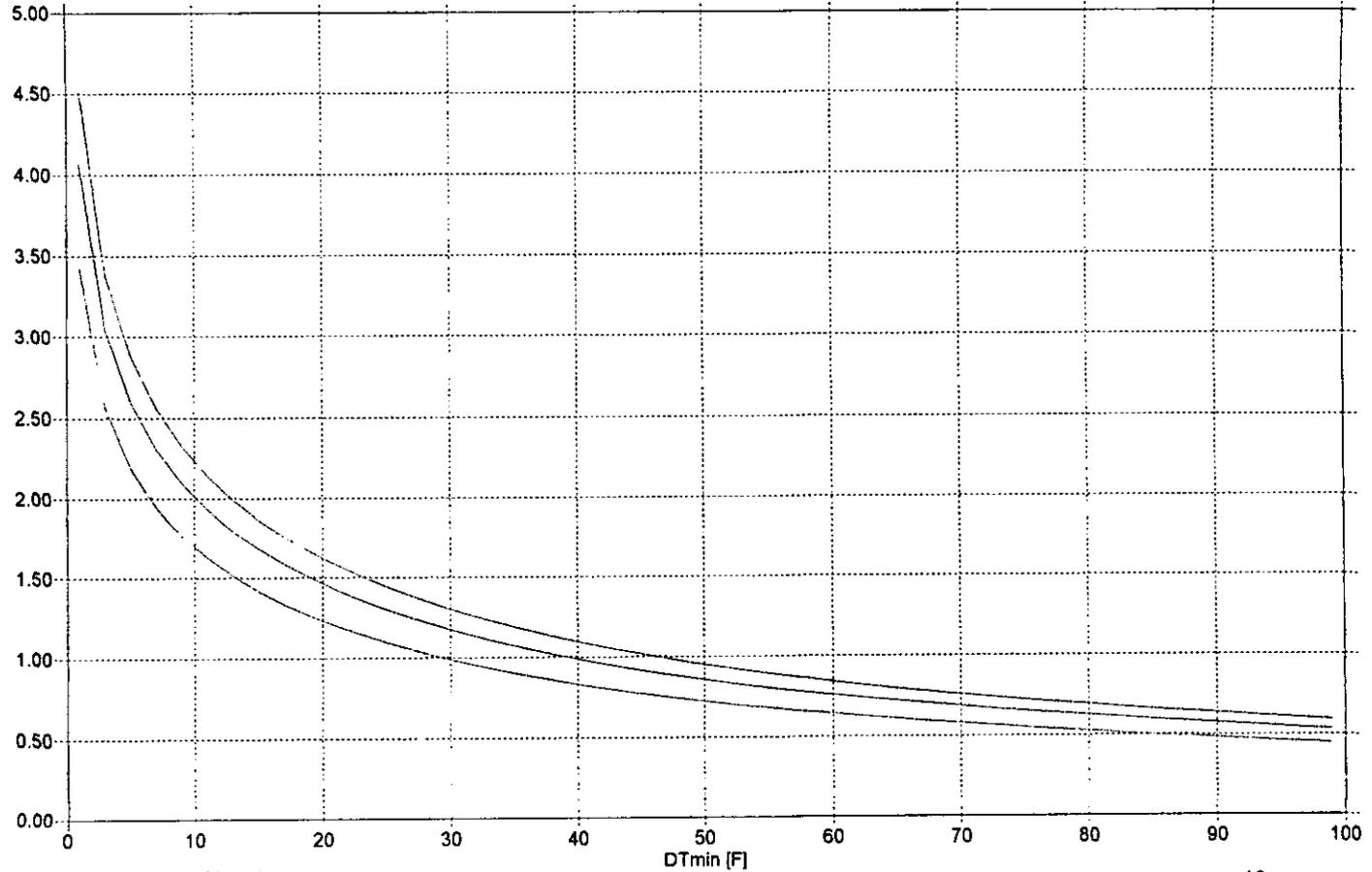
Existing Alpha=0.72 Area=9290.304 Hot util=67699.42 Area/shell=0.3716122  
Incremental alpha - Alpha = 0.72,0.80,0.95



Gráfica 32

Existing Alpha=0.72 Area=9290.304 Hot util=67699.42 Area/shell=0.3716122  
Incremental alpha - Alpha = 0.72,0.80,0.95

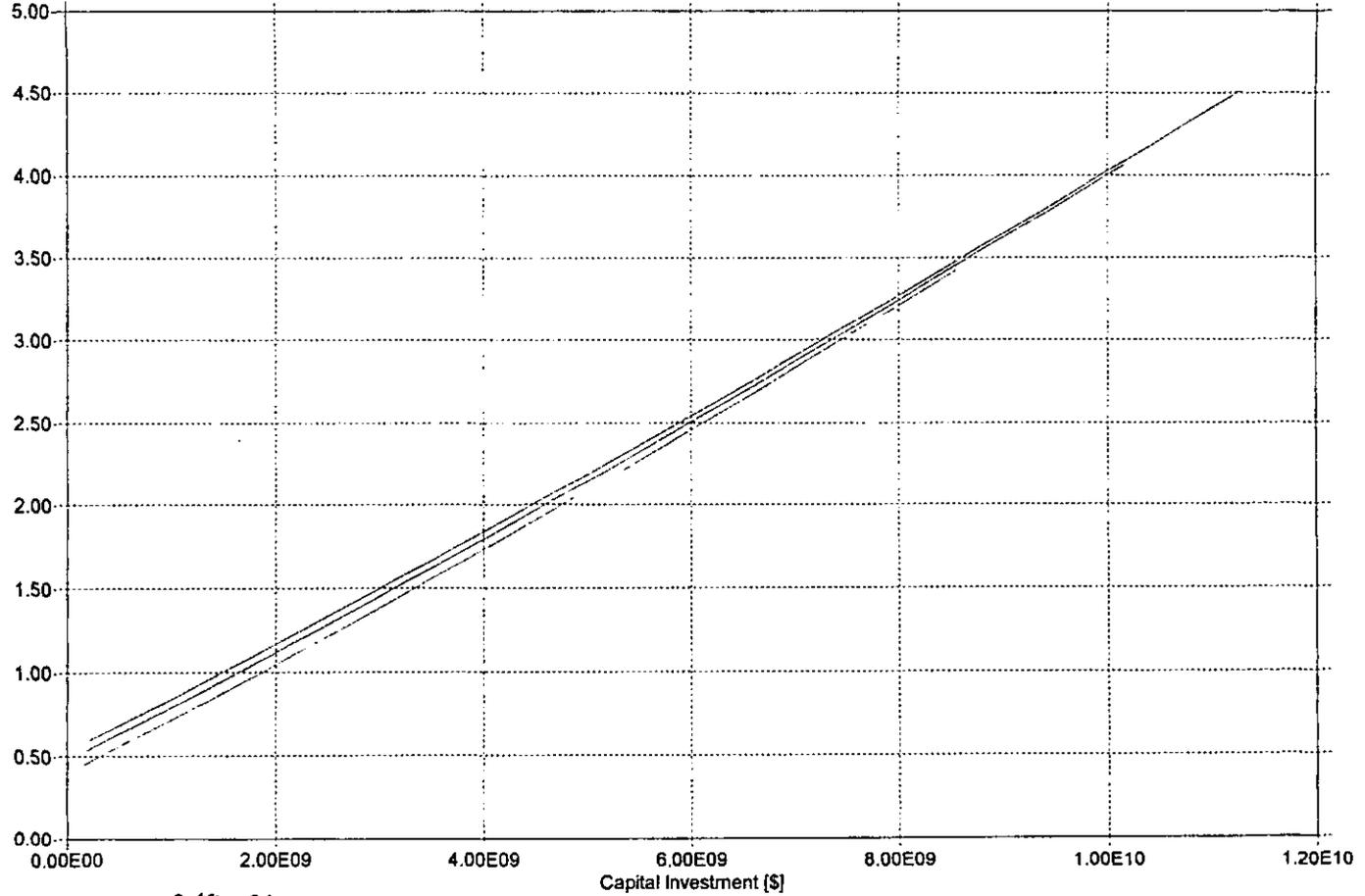
Payback [y]



Gráfica 33

Existing Alpha=0.72 Area=9290.304 Hot util=67699.42 Area/shell=0.3716122  
Incremental alpha - Alpha = 0.72,0.80,0.95

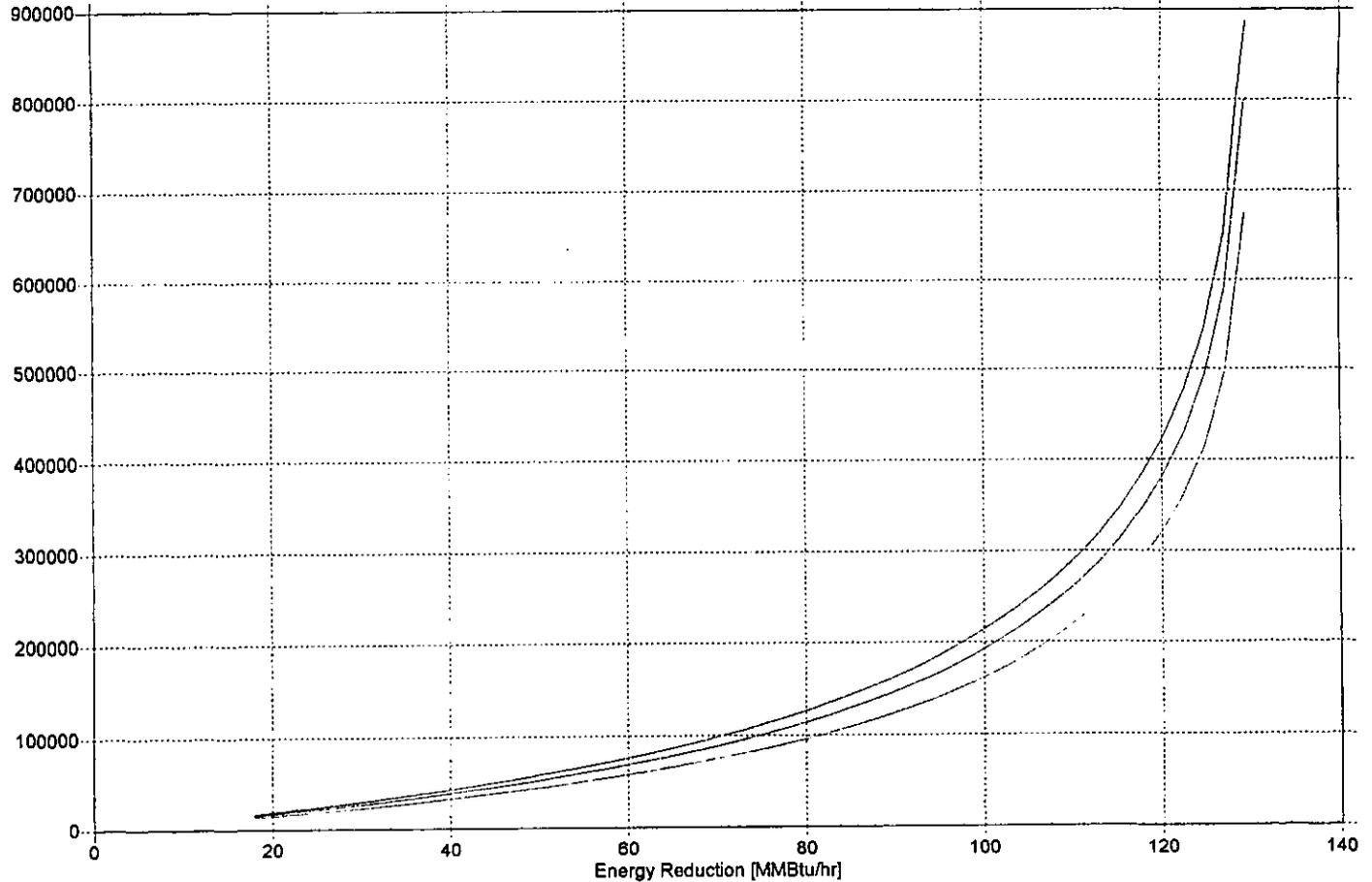
Payback [y]



Gráfica 34

Existing Alpha=0.72 Area=9290.304 Hot util=67699.42 Area/shell=0.3716122  
Incremental alpha - Alpha = 0.72,0.80,0.95

Extra Area [ft<sup>2</sup>]



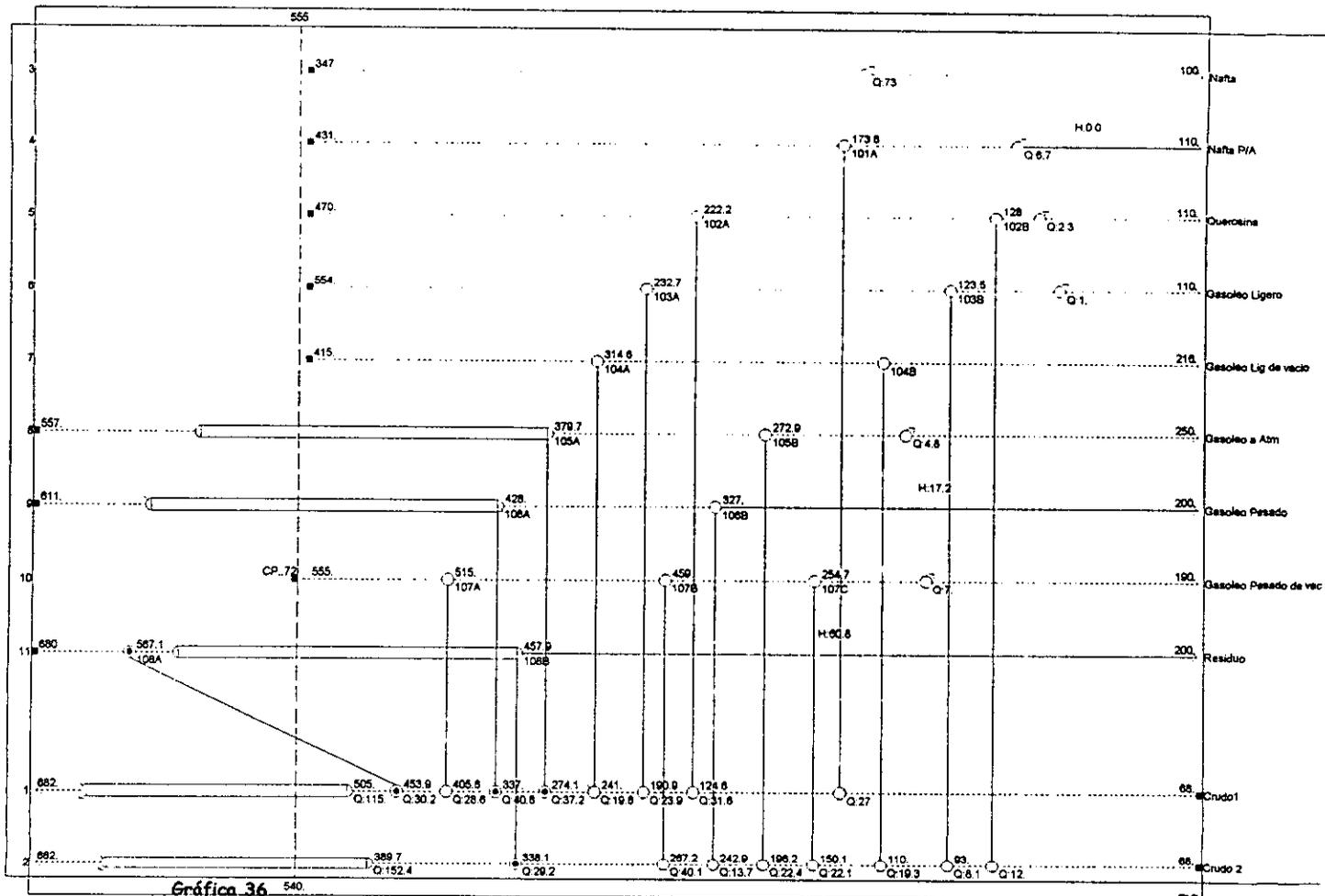
El esquema 36 es la representación gráfica de la red de intercambio de calor, se observa que el pinch se encuentra entre 540-555°F determinado por una línea punteada. En este esquema se representa el actual de intercambio de calor.

Si se observa, algunas corrientes tienen una línea diagonal, que nos indica las secciones en las cuales dividimos nuestra corriente para una mejor caracterización, la línea punteada nos indica que nuestro intercambio de calor se cumplió, la línea continua nos dice que aún nos hace falta calor por intercambiar para llegar a la temperatura deseada.

Se muestran los cambiadores de calor en forma de círculos que unen a las corrientes con las cuales estamos realizando el intercambio, los equipos correspondientes a los servicios se encuentran al final de las corrientes sin que se unan con ninguna otra línea, debido a que no contamos con suficientes datos reales no podremos realizar la simulación completa. En la parte superior de la representación del equipo se encuentra la temperatura a la cual llega la corriente después de terminar el proceso. En la parte inferior de los círculos encontramos la codificación del cambiador y la cantidad de calor intercambiada.

Existen cinco cambiadores de calor en la región del punto de pliegue y uno que lo cruza, podría agregarse unidades para evitar estos intercambios que no son eficientes, pero equivaldría a aumentar la inversión debido al incremento en el número de unidades en el proceso.

Existen dos corrientes que no alcanzan la temperaturas requeridas, la de gasóleo pesado que solamente llega a 327°F y debería alcanzar 200°F y la del residuo que llega a 457°F cuando también debería llegar a los 200°F.



Gráfica 36

540

### 4.3. Simulación del tren de intercambio de calor.

Para llegar a mejorar el proceso se realizó la simulación sin los cambiadores que involucran corrientes de servicios, el esquema 37 representa esta simulación el diagrama prácticamente no ha cambiado, se siguen teniendo los intercambiadores en el punto de pliegue.

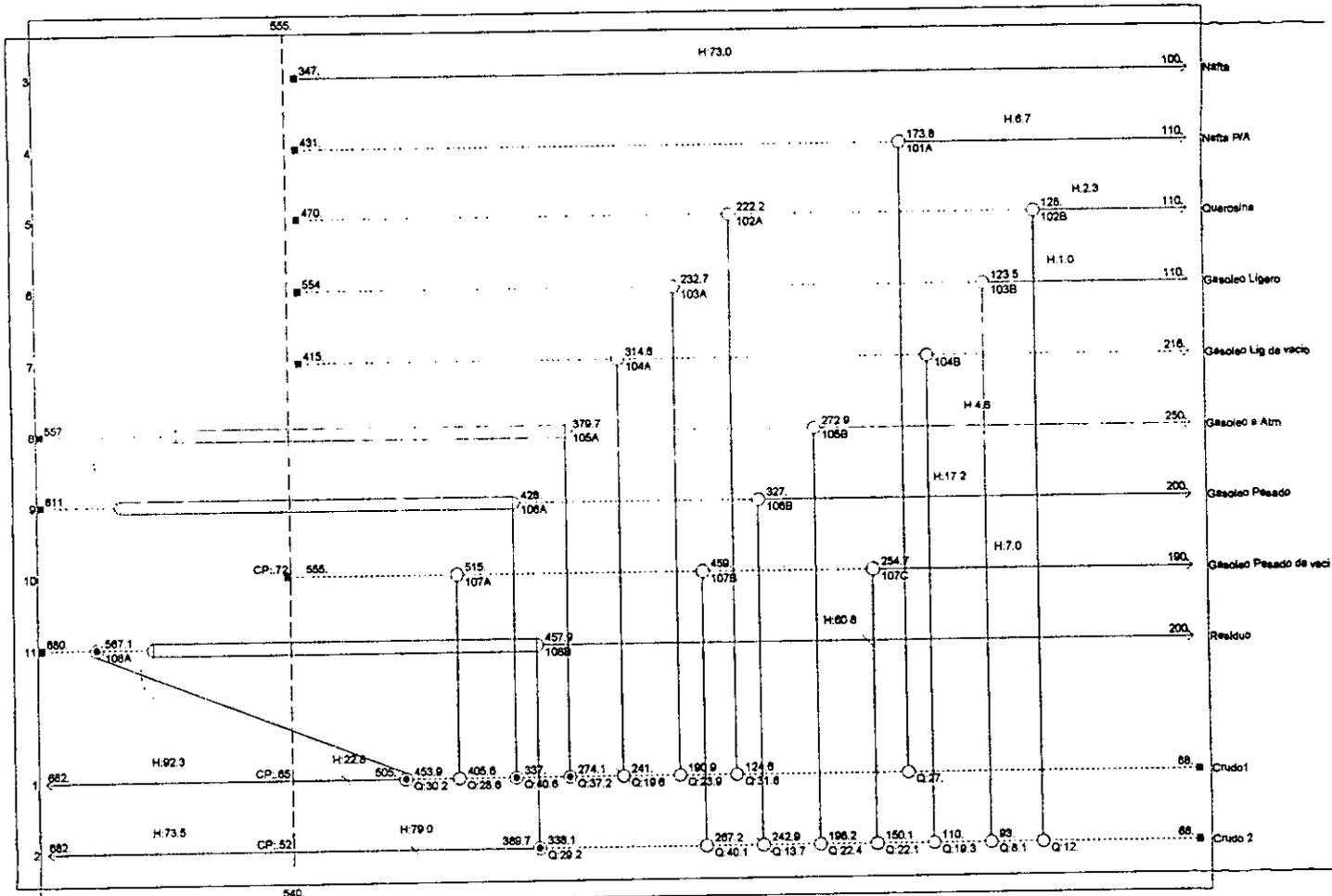
En la simulación se obtienen tres tipos de reportes, del primero, se obtiene el costo total del área de transferencia de calor al año, costo total de los servicios, la cantidad de calor intercambiada y el costo de los servicios individualmente, de estos solamente se tienen valores en esta simulación en el costo total del área debido a que se omitió de la red la parte de los servicios de calentamiento y enfriamiento.

El segundo reporte nos da el costo de los intercambiadores por año y el costo de los servicios utilizados anualmente; tenemos valores en la sección referente a el costo del intercambiador ya que no contamos con servicios en esta simulación.

El tercer reporte nos presenta los datos de temperaturas iniciales y finales por corriente, la temperatura a la cual se llega después del tren de intercambio de calor, la diferencia y el calor que hacen falta por intercambiar para llegar a las temperaturas requeridas:

Para hacer sencilla la comparación de los primeros dos reportes se realizaron las tablas 13, 14 y 15 en las que se presentan los resultados de las seis simulaciones realizadas, las tres primeras se conserva fija la cantidad de calor a intercambiar, del 4 al 6 se mantiene fija el área de transferencia de calor.

El bajar el costo del intercambiador de calor significa que se está disminuyendo el área de transferencia, al disminuir la diferencia entre la temperatura final teórica y la real significa que estamos transfiriendo una mayor cantidad de calor con el área disponible.



Gráfica 37

**Tabla 13**

Numero de simulación	Diseño	1	2	3	4	5	
<b>Costo total de área</b>	<b>\$/año</b>	1.00E+06	862477.60	857710.3	898096.1	1.05E+06	902481.9

**Costo del intercambio**      **\$/año**

<b>102A</b>	55,652.34	49,204.82	49,204.82	83,337.74	65,558.19	67,910.63
<b>102B</b>	44,519.34	38,110.09	38,110.09	49,335.72	65,558.19	50,324.32
<b>103A</b>	56,919.52	52,657.56	52,657.55	40,140.12	65,558.19	39,149.73
<b>103B</b>	43,936.66	38,436.66	38,436.65	55,601.10	65,558.19	55,023.19
<b>101A</b>	36,995.41	36,995.41	36,995.41	51,577.30	53,502.17	61,426.55
<b>104A</b>	45,026.87	45,027.22	45,027.22	28,932.46	53,502.17	24,507.74
<b>104B</b>	41,529.42	41,539.19	41,529.19	65,584.77	53,502.17	76,420.52
<b>107C</b>	60,022.57	24,820.22	20,052.90	0.00	65,558.19	0.00
<b>105A</b>	53,700.82	46,726.04	46,725.04	59,117.34	65,558.19	60,195.22
<b>105B</b>	57,613.25	50,054.68	50,054.68	36,756.70	65,558.19	37,190.33
<b>106A</b>	104,430.40	92,238.89	92,238.89	50,878.52	81,280.33	51,089.83
<b>106B</b>	44,358.51	37,463.01	37,463.02	51,224.08	65,558.19	51,221.78
<b>107A</b>	96,287.91	79,467.41	79,467.41	80,291.20	65,558.19	81,718.88
<b>107B</b>	66,925.35	66,924.79	66,924.79	110,127.80	53,502.17	110,319.90
<b>108A</b>	99,008.97	83,526.25	83,526.24	66,984.77	81,280.33	68,230.07
<b>108B</b>	94,218.96	79,296.34	79,296.34	68,406.53	81,280.33	67,773.29

**Tabla 14**

**Diseño de la red**

		Temperatura inicial	Temperatura final	Temperatura de simulación	Diferencia de temperaturas	Cantidad de calor intercambiado
Crudo 1	Fria	68	682	504.97	-177.03	115
Crudo 2	Fria	68	682	389.7	-292.3	152.4
Nafta	Caliente	347	100	347.00	247.00	-73
Nafta P/A	Caliente	431	110	173.82	63.82	-6.7
Querosina	Caliente	470	110	128.04	18.04	-2.3
Gasoleo Ligero	Caliente	554	110	123.45	13.45	-1.00003
Gasoleo Lig. De vacio	Caliente	415	216	216	-4.10E-05	8.04E-06
Gasoleo a Atm	Caliente	557	250	272.88	22.88	-4.80026
Gasoleo Pesado	Caliente	611	200	327	127	-17.2
Gasoleo pesado de Residuo	Caliente	555	190	254.71	64.71	-6.99988
Gas	Caliente	680	200	457.89	257.89	-60.8
Vapor	Caliente	3632	752	3632	2880	0
Agua de enfriamiento	Fria	86	257	86	-171	0
Aire	Fria	90	115	90	-25	0
		68	86	68	-18	54.2

**Simulación 1**

		Temperatura inicial	Temperatura final	Temperatura de simulación	Diferencia de temperaturas	Cantidad de calor intercambiado
Crudo 1	Fria	68	682	504.97	-177.03	115
Crudo 2	Fria	68	682	389.7	-292.3	152.4
Nafta	Caliente	347	100	347	247	-73
Nafta P/A	Caliente	431	110	173.82	63.82	-6.7
Querosina	Caliente	470	110	128.04	18.04	-2.3
Gasoleo Ligero	Caliente	554	110	123.45	13.45	-1.00002
Gasoleo Lig. De vacio	Caliente	415	216	215	-4.10E-05	8.04E-06
Gasoleo a Atm	Caliente	557	250	272.88	22.88	4.80026
Gasoleo Pesado	Caliente	611	200	327	127	-17.2
Gasoleo pesado de Residuo	Caliente	555	190	254.71	64.71	-6.99988
Gas	Caliente	680	200	457.89	257.89	-60.08
Vapor	Caliente	3632	752	3632	2880	0
Agua de enfriamiento	Fria	86	257	86	-171	0
Aire	Fria	90	115	90	-25	0
		68	86	68	-18	0

**Simulación 2**

		Temperatura inicial	Temperatura final	Temperatura de simulación	Diferencia de temperaturas	Cantidad de calor intercambiado
Crudo 1	Fria	68	682	504.97	-177.03	115.00
Crudo 2	Fria	68	682	389.70	-292.30	152.40
Nafta	Caliente	347	100	347.00	247.00	-73.00
Nafta P/A	Caliente	431	110	173.82	63.82	-6.70
Querosina	Caliente	470	110	128.04	18.04	-2.30
Gasoleo Ligero	Caliente	554	110	123.45	13.45	-1.00003
Gasoleo Lig. De vacio	Caliente	415	216	216.00	0.00	0.000008043
Gasoleo a Atm	Caliente	557	250	272.88	22.88	4.80026
Gasoleo Pesado	Caliente	611	200	327.00	127.00	-17.20
Gasoleo pesado de Residuo	Caliente	555	190	254.71	64.71	-6.99988
Gas	Caliente	680	200	457.89	257.89	-60.08
Vapor	Caliente	3632	752	3632.00	2880.00	0.00
Agua de enfriamiento	Fria	86	257	86.00	-171.00	0.00
Aire	Fria	90	115	90.00	-25.00	0.00
		68	86	68.00	-18.00	0.00

**Tabla 15**

**Simulación 3**

		Temperatura inicial	Temperatura final	Temperatura de simulación	Diferencia de temperaturas	Cantidad de calor intercambiado
Crudo 1	Fría	68	682	485.85	-196.15	126.30
Crudo 2	Fría	68	682	402.69	-279.31	145.10
Nafta	Caliente	347	100	347.00	247.00	-73.00
Narta P/A	Caliente	431	110	129.58	19.58	-2.05552
Querosina	Caliente	470	110	97.03	-12.97	1.653701
Gasoleo Ligero	Caliente	554	110	106.74	-3.26	0.24210
Gasoleo Lig. De vacio	Caliente	415	216	196.25	-19.76	3.856989000
Gasoleo a Atm	Caliente	557	250	275.37	25.37	-5.32221
Gasoleo Pesado	Caliente	611	200	331.47	131.47	-17.80
Gasoleo pesado de	Caliente	555	190	333.64	143.64	-15.50000
Residuo	Caliente	680	200	487.77	287.77	-68.80
Gas	Caliente	3632	752	3632.00	2880.00	0.00
Vapor	Caliente	86	257	86.00	-171.00	0.00
Agua de enfriamiento	Fría	90	115	90.00	-25.00	0.00
Aire	Fría	68	86	68.00	-18.00	0.00

**Simulación 4**

		Temperatura inicial	Temperatura final	Temperatura de simulación	Diferencia de temperaturas	Cantidad de calor intercambiado
Crudo 1	Fría	68	682	485.85	-196.15	126.30
Crudo 2	Fría	68	682	402.69	-279.31	145.10
Nafta	Caliente	347	100	347.00	247.00	-73.00
Narta P/A	Caliente	431	110	129.58	19.58	-2.06
Querosina	Caliente	470	110	97.03	-12.97	1.653702
Gasoleo Ligero	Caliente	554	110	106.74	-3.26	0.24210
Gasoleo Lig. De vacio	Caliente	415	216	196.24	19.77	3.858989000
Gasoleo a Atm	Caliente	557	250	275.37	25.37	-5.32221
Gasoleo Pesado	Caliente	611	200	331.47	131.47	17.80
Gasoleo pesado de	Caliente	555	190	333.64	143.64	-15.50000
Residuo	Caliente	680	200	487.77	287.77	-68.80
Gas	Caliente	3632	752	3632.00	2880.00	0.00
Vapor	Caliente	86	257	86.00	-171.00	0.00
Agua de enfriamiento	Fría	90	115	90.00	-25.00	0.00
Aire	Fría	68	86	68.00	-18.00	54.20

**Simulación 5**

		Temperatura inicial	Temperatura final	Temperatura de simulación	Diferencia de temperaturas	Cantidad de calor intercambiado
Crudo 1	Fría	68	682	485.85	-196.15	126.30
Crudo 2	Fría	68	682	404.20	-277.80	144.20
Nafta	Caliente	347	100	347.00	247.00	-73.00
Narta P/A	Caliente	431	110	109.19	0.81	0.08454
Querosina	Caliente	470	110	103.73	7.27	0.926500
Gasoleo Ligero	Caliente	554	110	111.81	1.81	-0.13500
Gasoleo Lig. De vacio	Caliente	415	216	191.86	-24.14	4.712626000
Gasoleo a Atm	Caliente	557	250	276.49	26.49	-5.55748
Gasoleo Pesado	Caliente	611	200	333.18	133.18	-18.10
Gasoleo pesado de	Caliente	555	190	336.85	146.85	-15.90000
Residuo	Caliente	680	200	488.56	288.56	-69.00
Gas	Caliente	3632	752	3632.00	2880.00	-168.20
Vapor	Caliente	86	257	86.00	-171.00	0.00
Agua de enfriamiento	Fría	90	115	90.00	-25.00	0.00

#### 4.4. Análisis de resultados.

La primera simulación que se realizó se basa en las hojas de diseño de la planta de atmosférica de Tulá Hidalgo, se obtuvieron los costos de los intercambiadores actuales de la red de transferencia de calor y las temperaturas de acuerdo con los datos que se utilizaron como base para este diseño, se observa que existen algunas temperaturas a las cuales no se llegan, siendo este sistema susceptible de mejorar.

En las dos primeras simulaciones se conserva el diseño original y las variables son las áreas de intercambio, se logró después de la simulación una red de menor área de transferencia de calor que disminuye el costo de algunos intercambiadores y como consecuencia el costo total del área. Existe una disminución del 59% en el cambiador 107C, en la primera optimización en la siguiente se obtiene un área de transferencia comparada con la de diseño de un 67%.

Tomando como base la simulación realizada, el área total disminuye un 14%, en estas dos simulaciones se realiza una redistribución de las cargas de calor que permite disminuir los costos, pero no se mejora el intercambio ya que las temperaturas son las mismas.

En las simulaciones 3, 4 y 5 se mantuvo fija el área de transferencia de calor a los equipos que se calcularon originalmente en el diseño, el calor intercambiado es la variable en estas simulaciones. La cantidad de calor que falta por intercambiar en las corrientes disminuye, debido al incremento de las áreas en los intercambiadores, lo que nos significa una disminución de los servicios pero en estas simulaciones no es posible contabilizar ya que nos hacen falta datos de los servicios utilizados.

En la simulación 3 y 4 tenemos una disminución del área de transferencia del 10%, las temperaturas son menores a las cuales se llega en el diseño original, pero el calor que falta por intercambiar y que se destina a cambiadores de servicios es de 95.68 MMBTU/hr.

En la simulación 5 se realiza nuevamente la reordenación del calor en los diferentes equipos, se observa que el cambiador 107C desaparece, la cantidad de calor intercambiada aumenta con respecto al diseño original, esto se ve reflejado en las temperaturas obtenidas después de la simulación, y el costo del área de transferencia de calor con respecto a el diseño original disminuye un 10%.

En la última optimización se tiene un proceso eficiente con el área necesaria para el intercambio de calor y se llega a las temperaturas requeridas en el diseño, esta propuesta es la mejor en el caso de que los equipos sean nuevos ya que observamos que hay algunos que cuentan con una mayor área de la diseñada originalmente, y que un intercambiador desaparece, en el caso en que tengamos equipos de las dimensiones mostradas en el diseño original no es conveniente cambiar todos los equipos con los cuales se contarían y lo recomendable sería el realizar la simulación con los datos de la red de intercambio de calor existente ya que con este trabajo se comprobó que es posible mejorar la red de intercambio de calor de Tula, Hidalgo.

## CONCLUSIONES

Se realizó el estudio de la red de intercambio de calor, se evaluó que esta pudiera ser mejorada con ayuda de un simulador, se terminó este análisis y se simuló la red original de la planta atmosférica de Tula, Hidalgo.

Se lograron proponer cinco simulaciones que cumplen los requerimientos de las corrientes en el proceso de intercambio de calor, a un mejor costo e integrando eficientemente la energía disponible.

En el caso de que la red de intercambio de calor fuese nueva se recomendaría ampliamente la última simulación propuesta, ya que se tiene una disminución de la red original del 10% y las temperaturas requeridas en el diseño se cumplen con este arreglo.

En este trabajo se observó que existen diversas alternativas posibles para optimizar el sistema, conservando constante el calor o el área de transferencia, y para que la simulación se termine solamente es necesario contar con datos reales del proceso, para decidir cual sería el mejor sistema que cumpla los requerimientos de la sección de la planta.

# **ANEXO 1**



## BIBLIOGRAFIA

1. Fraser D. M. y Gillespie N. E. "*The Application of Pinch Technology to Retrofit Energy Integration of an entire Oil Refinery*". Department of Chemical Engineering, University of Cape Town, South Africa. (July 1992) pp 395-406.
2. Linnhoff B. y Ahmad S. "*Cost Optimum Heat Exchanger Networks-1 Minimum Energy and Capital Using Simple Models for Capital Cost*". Centre for Process Integration, Department of Chemical Engineerin, University of Manchester Institute of Science an Technology, P. O. Box 88; Manchester M 60 I Q D, UK. (March 1990)
3. Ahmad S., Linnhoff B. y Smith R. "*Cost Optimum Heat Exchanger Netcorks –2 Targers an Design for Detailed Capital Cost Models*" Centre for Process Integration, Department of Chemical Engineering, University of Manchester Institute of Science an Technology, U. K. (March 1990)
4. Linnhoff. B., Polley G. T. y Sahdev V. "*General Process Improvements Through Pinch Technology*", University of Manchester, U. K. (June 1988) pp 55-58
5. Linnhoff B. y Polley Graham, "*Stepping Beyond the Pinch*". Centre for Process Integration, (february 1988) pp 25-31
6. Westerberg a., W., "*Process Flowsheeting*" Cambridge University press. (1979)
7. Kern D.Q. "*Procesos de tranferencia de calor*" edit. CECSA (Marzo 1990)
8. Cazares Flores Ma. Del Socorro "*Propuesta de Modificación para el Mejoramiento del Tren de Intercambio de Calor de la Planta Combinada No. 2 de la Refinería de Cadereyta Nuevo León*" Tesis Facultad de Quimica UNAM (1994).
9. Instituto Mexicano del Petróleo, *Bases de diseño y Procesos de las Plantas que componen la Refinería "Miguel Hidalgo"* de Tula Hgo.

10. Grande Mejía Gustavo *"Integración Térmica y Reducción de Efluentes contaminantes en unidades de Destilación del crudo de la Refinería de Tula Hidalgo"*. Tesis Facultad de Química, estudios de posgrado UNAM (1997).
11. Henley E. J. y Seader J. D. *"Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en ingeniería Química"* edit. Reverté, Barcelona (1990)
12. Ocampo Barrera René y Montiel Maldonado Celestino, *"Manual de Tecnología Pinch para Redes de Intercambio de Calor"*, Instituto de Investigaciones Electricas, UNAM (1993)

---

<sup>1</sup> Papoulias S. A. "*Studies in the Optimal Synthesis of Chemical Processing and Energy Systems*" Thesis, Carnegie-Mellow University (1982)

<sup>2</sup> Hohmann "*Optimum Networks of Heat Exchange*" Thesis, University of Southern California (1971)

<sup>3</sup> Linnhoff "*Synthesis of Heat Exchanger Networks:1. Systematic Generation of Energy Optimal Networks*", Department of Chemical Engineering The University of Leeds, United King dom AICHE JOURNAL (July 1978)

<sup>4</sup> Huang F.R.V. Elshout (1976)

<sup>5</sup> Umeda "*Heat Exchange System Synthesis*" Chemical Eng.(1978) Linnhoff B. y D.R. Mason "Understanding Heat Exchanger Networks" Chem. Eng.(1979)

<sup>6</sup> Tjoe T, N, y Linnhoff B. "*Usin Pinch Technoloigy for Process Retrofit. Pinch Techology has proved to be a most efficient way of designing heat-exchangger systems, her is a method of applying it to Retrofit Existing Process*" University of Manchester Institute of Science y Technology (1986)

<sup>7</sup> Linnhoff y Hindmarsh "*The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks*" Department of Chemical Engineerin, The Umiversity of Manchester Institute of Science an Technology, (March 1983)

<sup>8</sup> Linnhoff y Flower "*Synthesis of Heat Exchanger Networks:1. Systematic Generation of Energy Optimal Networks*", Department of Chemical Engineering The University of Leeds, United King dom AICHE JOURNAL (July 1978) (1978)

<sup>9</sup> Tjoe T.N. "*Retrofit of Heat Exchanger Networks*" Thesis, University of Manchester Institute of Science and Technology (1986).