



01178
2

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE INGENIERÍA

**“APLICACIÓN DEL MÉTODO DE PUNTO DE PLIEGUE (PINCH POINT)
PARA LA OPTIMIZACIÓN DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE UN
PROCESO INDUSTRIAL”**

TESIS

**QUE PARA RECIBIR EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA
(ENERGÉTICA)**

PRESENTA:

ING. DAVID FRANCO MARTÍNEZ

ASESOR:

ING. AUGUSTO SANCHEZ CIFUENTES

CIUDAD UNIVERSITARIA, MEXICO, D.F.

2002

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

AGRADECIMIENTOS

A Dios:

Porque sin su guía en mi vida no
tendría la luz que alumbrara mi camino

A Paty:

Mi esposa, por la cual soy capaz de
superarme día a día, y ofrecerle lo
mejor de mi alma

A mis Padres:

Siempre los llevo en mi corazón, ya
que sin ellos impulsando mis pasos
no hubiese llegado a ser el hombre
que se enorgullece de amarlos.

A mis profesores:

Ellos son los que formaron al
estudiante, al profesionalista y al
hombre; sin ellos no podría
considerarme como un hombre
exitoso y feliz de su profesión

Y UN AGRADECIMIENTO
ESPECIAL A MIS SINODALES
QUE CON SUS APORTACIONES
ENRIQUECIERÓN MI TESIS.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE:
VOCAL:
SECRETARIO:
SUPLENTE:
SUPLENTE:

Dr. JUAN JOSÉ AMBRIZ GARCÍA
Ing AUGUSTO SÁNCHEZ CIFUENTES
M en C ODON DE BUEN RODRÍGUEZ
Dr. JAVIER E AGULLON MARTÍNEZ
Dr. DAVID MORILLON GALVEZ

ASESOR:
SUSIENTANTE:

Ing AUGUSTO SÁNCHEZ CIFUENTES
Ing DAVID FRANCO MARTÍNEZ

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

***APLICACIÓN DEL MÉTODO DE PUNTO DE PLIEGUE (PINCH POINT)
PARA LA OPTIMIZACIÓN DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE UN
PROCESO INDUSTRIAL***

OBJETIVO GENERAL:

Aplicar el método del punto de pliegue (pinch point), para la optimización de la red de intercambio de calor de un proceso industrial de refinación (caso de estudio la refinería Miguel Hidalgo, Tula Hgo).

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	1
1. MÉTODO DEL PUNTO DE PLIEGUE	4
2. MÉTODO DE ELECCIÓN DE INTERCAMBIADORES DE CALOR	15
3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA	26
4. ANÁLISIS DE LA RED DE INTERCAMBIADORES DE CALOR CON EL MÉTODO DE LA PLANTA Y EL PUNTO DE PLIEGUE	35
5. CONCLUSIONES	66
6. ANEXO	68
7. BIBLIOGRAFÍA	85

INTRODUCCIÓN

La energía es el pilar del desarrollo social y de la riqueza, en los últimos años se ha tenido un crecimiento de la demanda de energía la cual seguirá creciendo junto con el desarrollo económico. Aunque el incremento del precio del petróleo en 73-74 y 78-79 dio lugar a una búsqueda de la sustitución de combustibles, conservación de la energía y políticas energéticas. Los países industrializados invirtieron en buscar nuevas reservas y desarrollar fuentes alternas de energía, así como mejorar la eficiencia de los equipos promoviendo la conservación en el uso de la energía; los países en desarrollo como México han tardado un poco más en darse cuenta de la importancia de programas de ahorro y uso eficiente de la energía, en parte por su condición de desarrollo y poco acceso a la tecnología y por otro lado por su autosuficiencia energética. Aún así, las condiciones del panorama internacional han sufrido cambios y presenta diferentes aspectos.

Del lado de la seguridad energética, que se refiere, por una parte a los consumidores los cuales requieren seguridad en el abastecimiento en términos de volumen y precio para prever su crecimiento económico y aumentar su competitividad, y por otro lado los productores necesitan saber la cantidad de demanda para designar los recursos en capital para el mantenimiento y la expansión de sus niveles de producción; pero dados los distintos factores y dimensiones involucradas que crean un ambiente de incertidumbre de uno y otro lado, un probable resultado será una marcada escasez y un agudo incremento del precio.

Por el aspecto político ambiental, se tiene una creciente preocupación con las externalidades provocadas desde la extracción del energético hasta el uso final de la energía, por el uso de fuentes de energía que afectan al medio ambiente, contaminando el aire, tierra y mar, provocando radiación, desgaste de la capa de ozono y cambios climáticos; lo cual involucra en términos económicos medidas fiscales, tales como: regulación, impuestos y permisos comerciales. En términos tecnológicos que ponen de manifiesto los avances en equipos más eficientes y soluciones sociales concientizando a la población de la necesidad de la conservación del medio ambiente, cambiando los estilos de vida y un uso más eficiente de energía.

Analizando los factores económicos, la energía es el factor que promueve el crecimiento económico, por eso el aumento de los costos de la energía impacta en forma negativa el desarrollo económico. De lo anterior se deduce que el análisis de la aplicación de métodos que permitan el ahorro de energía juegan un rol muy importante, por lo que el presente trabajo tiene como fin aplicar la metodología del punto de pliegue en la optimización de la red de intercambio de calor de un proceso de refinación dentro de su red de precalentamiento del petróleo, observar y analizar los ahorros de energía obtenidos y dar una opinión del método aplicado y su posible repercusión en la conservación de recursos energéticos

En el capítulo uno se describe el método del punto de pliegue, se definen los parámetros con los cuales trabaja y la forma de realizar el análisis de la red de intercambio de calor

La descripción del método de elección de intercambiadores de calor se discute en el segundo capítulo, en el cual se plantea una metodología de análisis termodinámico de procesos, dentro del análisis y selección de equipos para intercambio de calor

En el tercer capítulo se describe el proceso de la refinería Miguel Hidalgo de Tula, Hidalgo. Se describe el tren de precalentamiento de crudo, planta primaria no. 2 y las diferentes variables tanto de operación como de diseño que afectan el intercambio de calor en el proceso

La aplicación del método de optimización de la red de intercambio de calor en el precalentamiento del crudo se realiza en el cuarto capítulo, en el cual se resuelve el problema de la optimización de la red de intercambio de calor, dando como resultado las diferentes opciones de rediseño de la red

En el quinto capítulo se discuten los resultados de la aplicación del método del punto de pliegue y se dan las conclusiones del estudio realizado.

1. MÉTODO DEL PUNTO DE PLIEGUE (MÉTODO PINCH POINT)

1.1. Introducción

Con la crisis petrolera de los años setenta se intensificaron las medidas de ahorro de energía, se invirtió en investigaciones para analizar los procesos intensivos en el uso de energía; los programas de ahorro se generalizaron en casi todo el mundo. Pasado el análisis inmediato para ahorro de energía sobre los diseños de procesos ya establecidos, se empezó a cuestionar si era posible tener métodos que llevarán a un mejor uso de los recursos energéticos.

A partir de este auge en inversión económica en el ahorro de energía, diferentes investigadores desarrollaron métodos de análisis de diseño de industrias de uso intensivo de la energía, para verificar si realmente hacían un uso óptimo de los recursos. Investigadores como Linnhoff desarrollaron métodos como el **PINCH POINT** (punto de pliegue o de estrangulamiento), para analizar diferentes procesos en los cuales el uso de la energía térmica es importante, tales como: las plantas de generación de potencia, refinerías, productoras de metanol, etc. En el diseño de procesos energéticamente eficientes se ha aplicado éste método, introducido originalmente como ayuda para la optimización de redes de intercambio de calor, cubre ahora otros aspectos de diseño de ingeniería incluyendo optimización de costos de capital y operabilidad de plantas.

1.2. Antecedentes

El análisis proveniente de la aplicación del método del punto de pliegue ofrece una metodología sistemática, para identificar el posible ahorro de energía en un proceso. Esta metodología emplea los principios termodinámicos, provenientes de los conceptos de la primera y segunda ley de la Termodinámica.

Dentro del diseño de operaciones para una planta de refinación, el primer paso consiste en el análisis de equipos grandes como los reactores y columnas de destilación. Lo siguiente es establecer: la alimentación, los productos, recirculaciones y flujos del reactor y columnas de destilación. Para luego proseguir con el diseño de los separadores. Se continúa con la solución del balance de materia y energía, una vez obtenidos se procede al diseño de la red de intercambio de calor y las cargas requeridas para calentamiento y enfriamiento de corrientes de proceso.

Por otro lado el método del punto de pliegue inicia con el balance de materia y energía del proceso, de esa forma es posible identificar cambios dentro de las condiciones del proceso que puedan impactar directamente en un ahorro de energía. Estos cambios se refieren, principalmente, a la forma en que pueden intercambiar energía los diferentes flujos de productos del proceso. Entonces se establecen los requerimientos de energía adicional. Una vez solucionado el problema que representan los balances de materia y energía, se establecen los primeros objetivos para el ahorro de energía; estos corresponden a los requerimientos de energía para calentar las corrientes de proceso, o los requerimientos de enfriar otros flujos de productos. Antes de pasar al diseño de la red de intercambio de calor, se deben de establecer las temperaturas de entrada y salida, que las diferentes corrientes deben de alcanzar dentro del proceso.

El método asegura que estos objetivos serán alcanzados durante el diseño de la red; ahora bien con respecto a las cargas de energía para servicios de enfriamiento y

calentamiento, se pueden identificar los objetivos y metas de uso de energía, de tal forma que los requerimientos o excesos de energía de las principales corrientes sean identificados. Así se podrá analizar la posibilidad de minimizar el consumo global de energía del proceso y conocer los servicios extras que requiera.

Desde su aparición el método ha sido aplicado en diferentes procesos, en 1984, Union Carbide, declaró un promedio de ahorro del 50% en costos de energía en plantas nuevas, al aplicar el método desde el diseño de plantas. En 1992, Shell hizo público el ahorro de energía en un complejo de refinación en Holanda, teniendo un 40% de disminución del consumo global de energía¹

1.2. Descripción

La base de la tecnología del PUNTO DE PLIEGUE es la de identificar los requerimientos mínimos de energía de un proceso en particular, utilizando las herramientas de la termodinámica (balances de materia y energía). Los tres conceptos fundamentales del análisis del pinch pueden caracterizarse en: las curvas compuestas, el diagrama de la red de corrientes y el punto de acercamiento entre corrientes frías y calientes (pinch)². Estas herramientas nos permiten analizar las diferentes opciones de recuperación de energía, así podemos elegir el óptimo arreglo de la red de intercambio de calor, tanto desde el punto de vista económico como energético.

Para iniciar con el método debemos de definir que se entiende por corrientes calientes y corrientes frías. Una corriente caliente será aquella que requiera ser enfriada, siendo entonces las corrientes frías aquellas que requieran ser calentadas en el proceso.

¹ Arriola Medellín Alejandro y Gutiérrez González E. *El análisis de pliegue (pinch analysis) una técnica de integración energética de proceso*. Boletín IIE julio-agosto 1996.

² Linnhoff B y E Hindmarsh. *The Pinch Design Method of Heat Exchanger Networks*. Chem Eng Sci 38: 745-763 (1982)

Dentro del análisis de las corrientes de proceso y dentro del método del punto de pliegue, se construyen las curvas compuestas, que son dos: la denominada "gran compuesta de corrientes calientes" y la "gran compuesta de corrientes frías", las cuales son construidas a partir de datos de corrientes (flujos de agua líquida o en forma de vapor, metanol, gas natural, etc.) que representan el proceso de balance de materia y energía; estas curvas muestran los requerimientos mínimos de calentamiento o enfriamiento del proceso y por lo tanto la cantidad máxima de intercambio de calor entre las corrientes del proceso

La cantidad de energía necesaria para calentar a las corrientes frías en parte será suministrada por las corrientes calientes del proceso, mediante intercambio de calor entre ellas, de esta forma se reducen los servicios de calentamiento y enfriamiento externo. Este proceso permite el uso eficiente de la energía al incrementar el intercambio de calor entre las corrientes del proceso; el arreglo óptimo será el que reduzca el costo total del equipo y el combustible

1.3. Transferencia de calor y optimización del equipo.

La cantidad de calor que es necesario suministrar a las corrientes frías está determinado por las condiciones del proceso; este calor será proporcionado por corrientes con exceso de energía del proceso y por calentamiento externo. Al aumentar el intercambio de calor entre las corrientes implicará que el área de transferencia en los cambiadores aumente o se requieran más equipos, a su vez se reduce el tamaño y la capacidad del equipo para calentamiento y las necesidades de calentamiento externo; por otro lado también se reduce el área de transferencia en el equipo de enfriamiento y las necesidades de enfriamiento externo.

De esta forma, el reducir el consumo de energía puede traer aparejado una reducción en el costo operativo de los equipos, disminuyendo también el costo total del proceso

En el análisis del proceso se debe de escoger un valor apropiado para un gradiente de temperatura adecuado de las corrientes frías y calientes de proceso que intercambiarán calor, ya que la integración energética de las corrientes de proceso tiene un límite al existir un gradiente de temperatura apropiado para llevar a cabo la transferencia de calor (punto de pliegue); el acercamiento mínimo de temperatura en los intercambiadores de calor es un parámetro importante en el diseño, ya que representa que tanta energía será transferida de las corrientes con exceso de energía hacia las corrientes frías. Entre menor sea el gradiente significa que la transferencia de energía es mayor, a su vez significará que el consumo de energía externa (calentamiento con vapor o calentadores) será menor; pero se requerirá que el área de transferencia de calor aumente (lo que implica un área mayor de los intercambiadores de calor).

Básicamente el punto de pliegue (pinch point) se obtiene al graficar las curvas compuestas calientes y frías (entalpía vs temperatura); entonces al analizar las dos curvas se podrá ver un punto en el cual estas curvas tienen el mayor acercamiento entre ellas (figura 1), a este punto se le llama el punto de pliegue, el cual representa la diferencia de temperatura mínima en la cual no existe transferencia de calor entre las dos corrientes

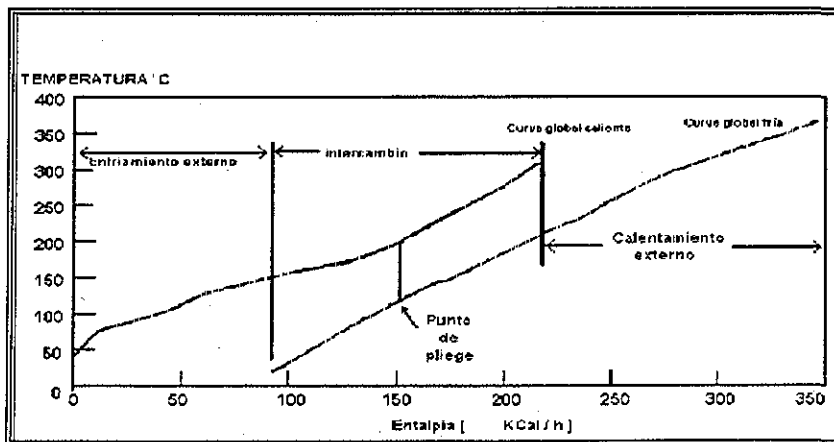


Figura 1. Representación de las curvas globales fría y caliente

1.4. METODOLOGÍA DEL PUNTO DE PLIEGUE

Al tener el diagrama de flujo del proceso a analizar, se deben excluir los intercambiadores (enfriadores y calentadores), dejar aquellos que cambien la composición de las sustancias, como presión temperatura, composición y densidad (desaladoras, despuntadoras y torres de destilación). Además, el método se utiliza para encontrar el óptimo arreglo de la red de intercambio de calor, por lo que la omisión de estos equipos es de vital importancia para identificar las condiciones de las corrientes involucradas, y sus necesidades de servicios.

Lo siguiente es identificar el número y tipo de corriente, a cada corriente se le debe de conocer su capacidad calorífica y flujo, además de la temperatura de entrada y la temperatura a la cual se desea llevar temperatura objetivo). Al conocer estos datos se podrá observar el requerimiento de ENERGÍA de cada corriente.

Las corrientes calientes y frías en el proceso pueden ser representadas en una gráfica temperatura - entalpía, conocidas sus temperaturas de entrada y salida (o de "suministro" y "objetivo"), sus gastos y propiedades físicas

Esto se hace tanto con las corrientes frías y calientes, así se obtiene para cada una su curva compuesta

1.4.1. REGLAS PARA UNA BUENA INTEGRACIÓN TÉRMICA DE PROCESOS

Las curvas compuestas normalmente se aproximan en un punto, en el cual su gradiente de temperatura de acercamiento será el mínimo permitido por el diseñador, un GRADIENTE DE TEMPERATURA mínimo. Este parámetro de diseño indica que los intercambios de calor dentro del proceso, no podrán realizarse con gradientes de temperatura menores a tal mínimo permitido

Para un gradiente de T mínimo la sobreposición de las curvas compuestas muestra la cantidad máxima de calor que puede recuperarse dentro del proceso (zona de traslape) y la cantidad mínima de calentamiento y enfriamiento que deben suministrar los servicios auxiliares (zonas fuera del traslape) (figura 1)

El punto de mínimo acercamiento entre las curvas compuestas, se llamará punto de pliegue (*pinch point*) de la recuperación de calor. Este punto es importante porque divide al proceso (arriba y abajo de la división) en dos subsistemas termodinámicamente diferentes. Cada subsistema está balanceado térmicamente con sus servicios respectivos.

Arriba de la división, el proceso necesita calentamiento en términos netos; por lo tanto, sólo se requerirán servicios de calentamiento

Abajo de la división, el proceso tiene exceso de calor en términos netos, por lo que necesita únicamente servicios de enfriamiento para estar balanceado térmicamente.

La metodología del punto de pliegue establece varias reglas que deben de observarse si se desea ahorrar energía mediante una buena integración térmica del proceso

- a) **No transferir calor a través del punto de pliegue;** el punto de pliegue divide el proceso en dos grandes zonas, una caliente a temperaturas por arriba del punto de pliegue y una fría a temperaturas por debajo del punto de pliegue. Para una buena integración se debe evitar transferir calor entre corrientes calientes en la zona caliente con corrientes frías en la zona fría. La cantidad de calor que cruce al punto de pliegue implicará una carga adicional a los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento del sistema. Gráficamente se puede identificar lo que pasa, si una corriente caliente arriba del pinch cruza y enfría a una del otro lado, significa que esta corriente dejara de calentar a una corriente de la zona arriba del pinch, por lo tanto se requerirá de un servicio externo de calentamiento (que es adicional al mínimo establecido en la figura 1) para satisfacer la demanda de energía. Por el otro lado aumentarían el número de corrientes calientes que requieren ser enfriadas aumentando los requerimientos externos de enfriamiento mínimos establecidos al graficar las corrientes globales frías y calientes
- b) **Sólo calentar con servicios externos en la zona caliente.** Las corrientes frías que no alcanzaron a ser calentadas con corrientes de proceso deben por lo tanto ser calentadas con servicios externos que estarán localizados en la zona caliente (arriba del pinch). Si calentamos una corriente fría en la zona abajo de la línea de división implicará que la corriente caliente que debía ser enfriada en esa zona, por la correspondiente fría, requerirá de un servicio de enfriamiento externo adicional al establecido y el calentamiento externo utilizado aumentará la cantidad de los servicios mínimos obtenidos en la figura 1
- c) **Sólo enfriar con servicios externos en la zona fría.** Las corrientes calientes que no alcanzaron a ser enfriadas con corrientes del proceso y deben por lo tanto ser enfriadas con servicios externos, estarán localizadas en la zona fría. De lo contrario al enfriar en la zona arriba del punto de pliegue, provocaría que el

número de corrientes que requieren ser enfriadas aumentarían y con ello su servicio de enfriamiento externo, siendo que el enfriamiento externo aplicado será adicional al establecido en la figura 1

- d) **Integración de servicios de generación de potencia (cogeneración)**. En una instalación disponible en las corrientes calientes de proceso que no pudo ser aprovechada por las corrientes frías, puede ser utilizada para generar potencia.

- e) **Localización de bombas de calor** Para que una bomba de calor reduzca el consumo global de energía, se necesita que utilice energía disponible en la zona fría, por debajo de la curva de enfriamiento, y la transfiera a la zona caliente por arriba de la curva de calentamiento. Para esta operación se requiere suministrar trabajo mecánico a la bomba de calor.³

³ Linnhoff, B y E Hindmarsh, *The Pinch Design Method of Heat Exchanger Networks*, Chem Eng Sci 38: 745-763 (1982)

Requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento en una planta de refinación.

En el proceso de refinación del petróleo se requiere de calentar al crudo para llevar a cabo los procesos de destilación, junto con otros flujos que también requieren adición de calor para su refinación; a estas se les llama corrientes frías, en este proceso también existen corrientes del proceso que requerirán de ser enfriadas, a estas se les llamarán corrientes calientes las cuales podrán ser enfriadas por las corrientes frías.

La cantidad de energía térmica que requerirán las corrientes frías dependerá de las condiciones generales dentro de los procesos de la planta, y parte de esa energía podrá ser suministrada por el intercambio con las corrientes calientes y el restante necesario se suministrará por calentamiento con servicios externos, provenientes de calderas de generación de vapor; por ende el exceso de calor de las corrientes frías será aportado en la interacción con las corrientes frías de servicio externos de enfriamiento.

Los requerimientos mínimos de calentamiento se refieren a los servicios para aumentar de temperatura a las corrientes del proceso que no pueden ser calentadas, con el exceso de energía de alguna otra corriente, debido principalmente a que la diferencia de temperaturas no lo permite; por otro lado los requerimientos mínimos de enfriamiento serán aquellos servicios necesarios para disipar el exceso de energía de las corrientes calientes que no pudieron intercambiar con algún otro flujo frío

El punto de partida para un análisis de integración energética es el cálculo de los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento para una red de intercambio de calor; estos cálculos pueden ser realizados sin tener que especificar cualquier red de intercambio de calor. Similarmente, se puede calcular el número mínimo de intercambiadores de calor necesarios para los requerimientos de energía sin tener que especificar una red.

Por lo tanto los requerimientos mínimos de energía y el número mínimo de intercambiadores, suministran los objetivos a alcanzar para el subsecuente diseño de una red de intercambio de calor

Lo anterior quiere decir que se debe de encontrar un diseño que permita aumentar el intercambio de calor entre las corrientes de proceso, lo cual se traduce en un aumento del área de transferencia de calor entre los equipos y a su vez se ve reducido el área de intercambio de los equipos para calentamiento y para enfriamiento externo

Obviamente que la integración de la red de intercambio tiene un límite debido que al reducir el uso externo de enfriamiento y calentamiento redundará en un aumento del área y equipo de intercambio de calor entre las corrientes de proceso; el punto óptimo de aprovechamiento de los recursos será aquel diseño en el cual se encuentra un balance tanto del costo de aumento del área y equipo de transferencia de calor como de los ahorros de energía provenientes en la disminución de servicios externos de enfriamiento y calentamiento.

2. MÉTODO DE ELECCIÓN DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

2.1. METODOLOGÍA PARA EL ANÁLISIS TERMODINÁMICO DE PROCESOS

El análisis termodinámico de procesos es la aplicación de las bases termodinámicas para determinar si realmente existe un buen uso de la energía, de esta forma poder detectar las oportunidades de ahorro en el proceso; para lo cual se propone la siguiente metodología:

- a) Establecer las condiciones del tren de intercambiadores del proceso que se desea estudiar
- b) Efectuar todas las mediciones de temperatura, presión, flujo y composición, en lo posible simultáneamente, para determinar las condiciones de las corrientes de proceso relacionadas con el tren de intercambiadores
- c) De acuerdo con las condiciones del proceso se deben conocer las condiciones de entrada y salida; de esta forma se conocerán las condiciones a las que se desean calentar o enfriar a las corrientes de proceso (condiciones objetivo).

- d) Efectuar los balances de energía y masa en cada sección de transferencia, esto ayudara a saber si se cumple la ecuación de continuidad, de lo contrario se regresara al punto (b).
- e) Enlistar las causas de pérdida de calor (transferencia de calor al exterior por mal aislamiento, ensuciamiento de paredes, etc.) en cada sección del sistema a analizar, para así poder proponer modificaciones que corrijan éstas en la medida que el proceso lo permita

En la tabla I se puede observar los tipos de intercambiadores más usados, los rangos de operación están condicionados por lo siguiente:

1. Presión máxima - Muchos tipos de intercambiadores operan a bajas presiones por lo que son descartados bajo ciertas aplicaciones específicas
2. Rango de temperatura - El rango de temperaturas limita el uso de intercambiadores construidos de cierto tipo de materiales
3. Fluido utilizado - Aquí el principal interés es la compatibilidad entre los materiales de construcción y el fluido utilizado, esto se refiere a problemas de corrosión que podrían provocar fugas ocasionando mezclado o pérdida del fluido; claramente esto representa un problema en caso de fluidos altamente tóxicos o inflamables.
4. Área disponible - Este es el factor más crítico, la disponibilidad del área de transferencia puede solucionarse al tener unidades en paralelo, pero, esto influye de manera importante en el aprovechamiento de energía confrontado con el costo implicado en el uso de materiales de construcción y el costo de bombeo al utilizar intercambiadores en paralelo.

TABLA I. TIPOS DE INTERCAMBIADORES Y CARACTERÍSTICAS.

TIPO DE INTERCAMBIADOR	PRESIÓN MÁXIMA	RANGO DE TEMPERATURA	LIMITACIÓN EN EL FLUIDO	TAMAÑO NORMAL POR UNIDAD	CARACTERÍSTICAS ESPECIALES
TUBO Y CORAZA	30.7 Mpa	-200 a 600°C	Lo limita el hecho del costo que representa usar materiales que resistan: oxidación, corrosión, acidez, etc.	De 10 a 1000 m ² por coraza	muy adaptable y flexible, puede ser usado casi en todas las aplicaciones.
DOBLE TUBO	> 30.7 Mpa coraza > 140 Mpa tubo	-100 a 600°C	Lo limita el hecho del costo que representa usar materiales que resistan: oxidación, corrosión, acidez, etc.	0.25 a 200 m ²	Construcción modular.
Intercambiador de platos empacados	1.6 Mpa	-25 a 175°C	Normalmente utilizado para flujo de gases en 2 fases.	1 a 1200 m ²	Construcción modular, generalmente económico en los casos en que se aplica.
Intercambiador de espiral	1.8 Mpa	Más de 400°C	sujeto solo a los materiales de construcción.	arriba de 200 m ²	alta eficiencia de transferencia de calor, bajo costo en mantenimiento e instalación.
De plato soldado	3 MPa mayor en la coraza	Arriba de 400°C	sujeto solo a los materiales de construcción.	> 1000 m ²	Presiones diferenciales que pueden ser menores a 3MPa.
Sistema de banco de convección líquido gas	lado gas presión cercana a la atmosférica	Arriba de 700°C	Usualmente usado para calentar agua economizador.	alrededor de 500 m ²	aletas espaciadas para minimizar el ensuciamiento.
Intercambiador gas-gas	presión cercana a la atmosférica, lado coraza	Depende del tipo generalmente 250°C	usan gases generalmente corrientes de calor de desperdicio.	a bajas temperaturas de 6 a 100 m ² recuperadores de acero fundido de 1200 a 3000 m ²	Amplia variedad dependiendo de la naturaleza corrosiva del gas.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

La limitante en el diseño termohidráulico de un intercambiador de calor es diseñarlo de tal forma que no exista un cruzamiento de temperaturas, además de elegir al intercambiador adecuado para un proceso en particular. Lo anterior se facilita al contar con datos como los que tiene la tabla II, los cuales ayudarán a conocer las restricciones para los diferentes tipos de cambiadores y a descartar aquellos que no se apeguen a los requerimientos del proceso de intercambio de calor y a las características de los fluidos manejados para un tipo de proceso en particular.

Habiendo elegido el intercambiador de calor, el siguiente paso es calcular el área requerida y de esta forma asociarla con el costo del intercambiador.

Para empezar se requiere conocer la transferencia de calor expresada de acuerdo con la primera ley de la termodinámica como:

$$Q = m_h (h_{hi} - h_{ho}) = m_c (h_{co} - h_{ci}) \quad (1)$$

donde:

m_h y m_c son los flujos másicos de los fluidos caliente y frío respectivamente expresados en kg

Las h 's representa la entalpía de las sustancias que intervienen en el proceso de transferencia de calor

La transferencia de calor propone que para un equipo de intercambio, la ecuación general que rige el comportamiento es la siguiente:

$$Q = UA \Delta T \quad (2)$$

En donde U es un coeficiente global que involucra los diferentes mecanismos de transferencia que ocurren dentro del equipo.

Tomando como base que el costo de inversión de un intercambiador de calor se rige en que tanta superficie de transferencia requiere y suponiendo que el coeficiente global de transferencia de calor pudiese ser encontrado fácilmente, el área estará en función de la carga de calor requerida, la cual se puede expresar como el cociente de $[Q / \Delta T]$, éste representa la carga de calor del intercambiador, entonces el costo del intercambiador se obtendrá al multiplicar A por un costo por unidad de área.

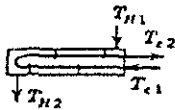
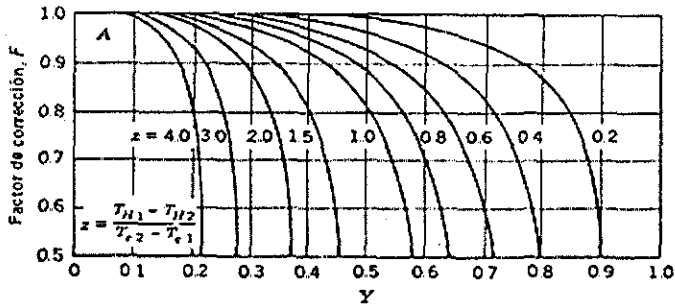
Esto se dificulta cuando se tiene una geometría más complicada, éste es un factor que se debe de tomar en cuenta al elegir un tipo de intercambiador que junto con lo siguiente proporciona un método para decidir entre las alternativas de tipos de intercambiador a usar:

- (1) Se debe de calcular la carga de calor Q (en W).
- (2) Calcular la media logarítmica de las diferencias de temperaturas y en su caso aplicar el factor de corrección a partir de las siguientes formulas:

$$Y = \frac{T_{t\ sal} - T_{t\ ent}}{T_{s\ ent} - T_{t\ ent}} \quad (3)$$

$$Z = \frac{T_{s\ ent} - T_{s\ sal}}{T_{t\ sal} - T_{t\ ent}} \quad (4)$$

y utilizando las figuras II a la VI



Gráfica de factores de corrección para cambiador con un paso de coraza y dos cuatro o cualquier múltiplo de pasos de tubo

Figura II, factor de corrección para un intercambiador de calor de un paso en la coraza y dos o múltiplo de dos por el tubo.

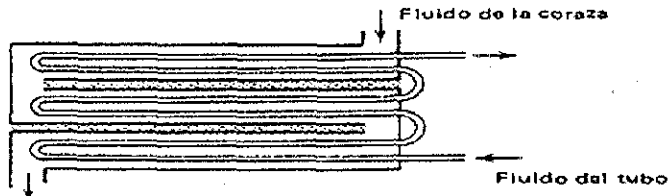
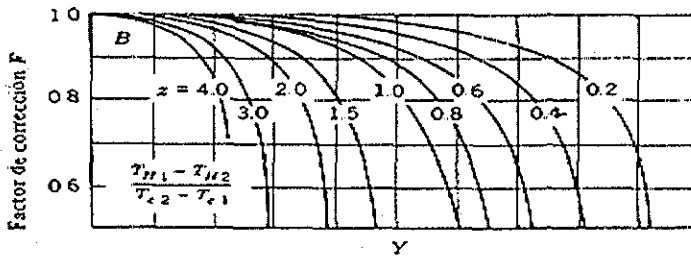


Figura III, factor de corrección para un intercambiador de calor de un paso en la coraza y tres o múltiplo de tres por el tubo.

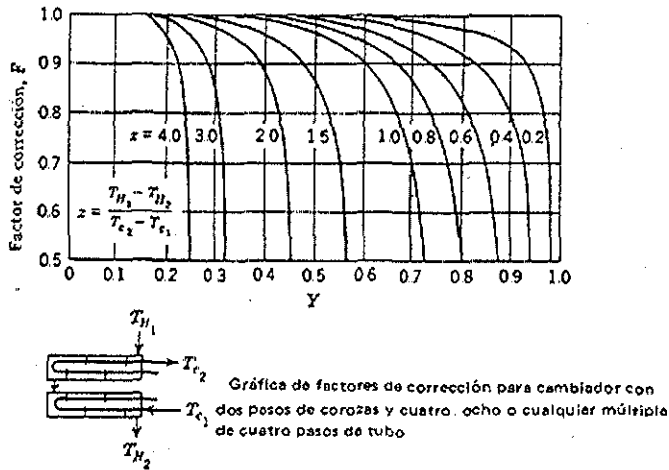


Figura IV, factor de corrección para un intercambiador de calor de dos pasos en la coraza y dos o múltiplo de dos por el tubo

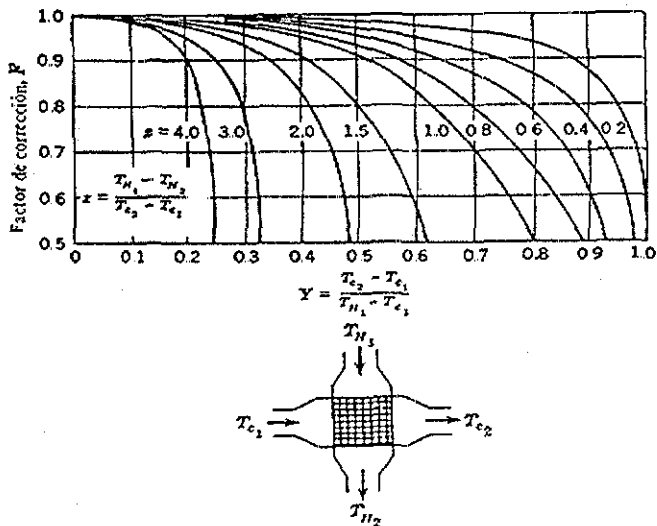


Figura V, factor de corrección para un intercambiador de calor de flujo cruzado, un solo paso, ambos fluidos sin mezclar.

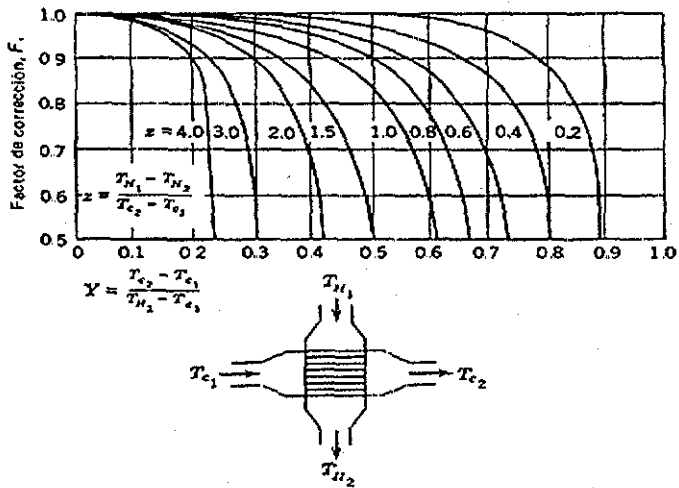


Figura VI, factor de corrección para un intercambiador de calor de flujo cruzado, un solo paso, un fluido sin mezclar

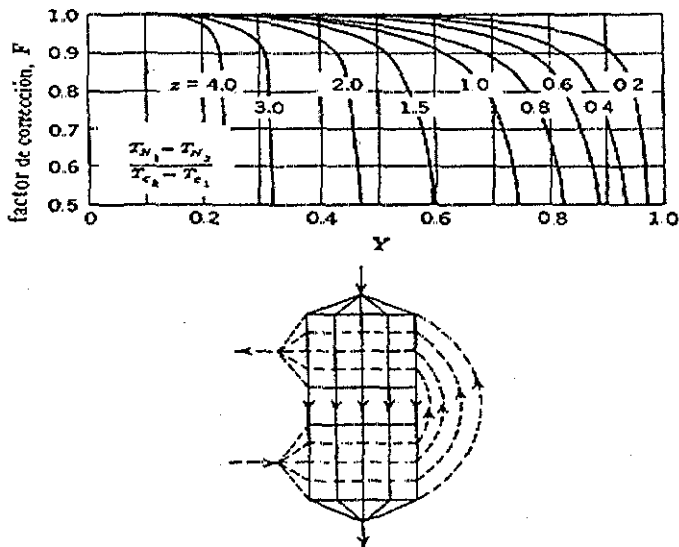


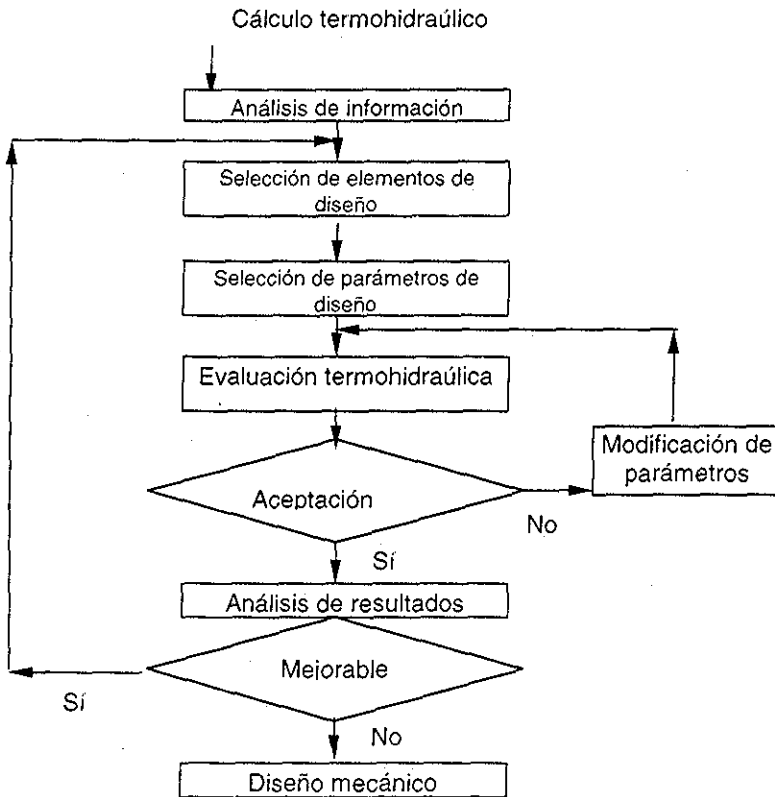
Figura VII, factor de corrección para un intercambiador de calor de flujo cruzado, dos pasos de tubo mezclados, el fluido fluye en serie sobre el primero y segundo pasos

- (3) El cociente: $[Q / \Delta T]$ debe ser calculado para cada configuración propuesta tomando en cuenta que la media logarítmica de la diferencia de temperaturas también se calculará sobre la base del tipo de intercambiador propuesto.
- (4) Se calculará el costo de cada configuración por tipo de intercambiador y se hará una comparación entre ellos, tomando en cuenta los costos asociados a la instalación y el bombeo de cada uno.
- (5) Si se encuentra un diseño que sobrepase a los otros en un factor de por lo menos 1.5, entonces se podrá seleccionar y calcular con más detalle su diseño; si existe más de una opción con diferencias de costos pequeños se procederá a realizar cálculos de diseño con mayor detalle.

Un algoritmo de como realizar el diseño de un intercambiador se expresaría de la siguiente forma de acuerdo a TEMA (Tubular Exchanger Manufacturer Association), que es la asociación de fabricantes de cambiadores de calor

Pasos de diseño

- 1 Definición de la necesidad
- 2. Análisis y calculo termohidráulico.
- 3 Diseño mecánico
- 4 Proceso constructivo
- 5 Análisis económico



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

2.2. Ensuciamiento de las superficies

Un factor importante en el análisis de redes de intercambio de calor es lo referente al área real de transferencia de calor. Debido a las condiciones de uso de un intercambiador de calor de acuerdo con el tipo de sustancias usadas se tendrá un ensuciamiento de la superficie de transferencia, por lo se requiere conocer las condiciones reales para tomar en cuenta esas condiciones en los análisis; este ensuciamiento es principalmente para la incrustación de sales en las paredes del intercambiador de calor.

El hecho de tener ensuciamiento del intercambiador de calor provoca lo siguiente en costos:

- Consumo adicional de combustible por la caída de eficiencia del calentador
- Uso adicional de vapor.
- Uso de antiensuciante, junto con los tiempos de limpieza asociados
- Consumo adicional de combustible durante la limpieza del cambiador
- Y otros costos asociados con el programa de mantenimiento

El valor de esta resistencia térmica se debe de considerar para el cálculo del resistencia global de transferencia de energía, ya que de otra manera el cambiador se comportará conforme a diseño al inicio de operación

3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA

3.1. INTRODUCCIÓN

El 18 de marzo de 1976 fue inaugurada la Refinería Miguel Hidalgo siendo presidente de la República el Lic. Luis Echeverría Álvarez, y director de Petróleos Mexicanos el Ing. Antonio Dovalí Jaime

La refinería se encuentra localizada en el Estado de Hidalgo, a 8 km al oriente de la cabecera municipal de Tula, Hgo. y a 82 km, al norte del área metropolitana del Distrito Federal.

Ocupa un área total de 749 hectáreas y su establecimiento fue determinado por las siguientes razones técnicas, sociales y económicas: contribuir al desarrollo de esta zona, proximidad al Valle de México, ajena a los servicios municipales del Distrito Federal, situada entre los centros productores de petróleo crudo y el mayor consumidor de productos refinados y sustituir a la refinería de Azcapotzalco.

La "Miguel Hidalgo" es uno de los pilares en la tecnología de la industria petrolera Mexicana, al ser la primera refinería planeada en la forma integral, usando plantas de proceso de hidrocarburos de alta capacidad, nunca antes usadas en México; plantas gigantes que desde entonces han regido la tecnología.

Esta refinería es de gran importancia para el país, ya que su capacidad de refinación de petróleo crudo representa el 24.4% de elaboración de productos petrolíferos en el ámbito nacional, contando con una producción 313 mil barriles diarios⁴. Además de suministrar cerca de una gran cantidad de los energéticos que consume la zona metropolitana, participa en forma directa en el abastecimiento de su combustible a ciudades tan importantes como Toluca, Pachuca, Cuernavaca y Salamanca y produce energéticos con las especificaciones ecológicas más estrictas, en virtud de su área de influencia. La refinería tiene un esquema de producción donde se obtienen 18 productos, destacando por su importancia la gasolina. La materia prima que se utiliza en esta refinería es una mezcla de crudos maya e istmo proveniente de los campos petroleros del sureste de nuestro país.

3.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La composición del petróleo la forman una gama diversa de hidrocarburos de diferentes propiedades y características, por lo que, para poderlos separar y aprovechar se somete al crudo a un proceso de separación llamado Refinación

Cuando menos el 25%⁵ de los costos de operación de una refinería corresponden al consumo de energía; por lo cual los diseñadores de equipo de proceso siempre han estado conscientes de la energía utilizada, y se aplican la mayoría de los métodos disponibles para la conservación y recuperación de energía, uno de esos métodos aplicados en diseño y análisis de plantas en operación es el método del punto de pliegue

Dentro del proceso de refinación existe la destilación (que es el primer paso en el procesamiento de petróleo), basado en la diferencia de puntos de ebullición de los líquidos en la mezcla del crudo que va a separarse. Mediante vaporización y

⁴ Fuente: Memoria de labores de PEMEX 1999 pp 188

⁵ Nelson Farrar *REFINERY COSI* Oil and Gas Journal, sept 1 1997 pp 61

condensación sucesiva del aceite crudo en una columna de fraccionamiento, se separarán los productos ligeros, dejando un residuo de aceite combustible o bitumen. La destilación se lleva a cabo en forma tal que se evite cualquier desintegración. Es el proceso básico que tiene lugar en una refinería.

La producción de las refinerías incluye combustibles para motores de combustión interna para transportes terrestres y aéreo, kerosina, diesel, combustóleo, gas licuado, aceites lubricantes y materias primas diversas para la industria petroquímica. Estos productos al ser vendidos cumplen con una serie de propiedades que se logran alcanzar al adicionarles productos intermedios obtenidos de las unidades de destilación (atmosférica y de vacío), conversión y tratamiento.

La planta tiene una capacidad de destilación de 320,000 barriles diarios, tomando en cuenta que tiene 2 torres de destilación. Los principales productos elaborados en la refinería se muestran a continuación (tabla II).

TABLA II PRINCIPALES PRODUCTOS DE LA REFINERÍA TULA (MILES DE BARRILES DIARIOS)

(Fuente: Memoria de labores Pemex refinación: elaboración de productos petrolíferos 1999, Refinería Tula)

Producto	
Gas seco	8
Gas licuado	11
Gasolinas	102
Pemex magna	100
Pemex Premium	2
Turbosina	22
Pemex diesel	62
Combustible industrial	4
Combustóleo pesado	99
Asfaltos	4
Total	313

El gas que se usa como combustible es una mezcla de gas natural proveniente de Ciudad Pemex y de gas seco que se obtiene de los diferentes procesos de la refinería.

3.2.1. PLANTA PRIMARIA NO. 2

El inicio del procesamiento del crudo lo representa la destilación atmosférica, en este caso se estudia la planta primaria no. 2. En esta primera fase de procesamiento del crudo, se produce la separación de los componentes ligeros e intermedios (gasolina, kerosina y diesel) y de los pesados (gasóleo pesado y residuo) En la segunda etapa se da una destilación al vacío, obteniéndose: gas ligero, gasóleo pesado y el residuo

El crudo entra a la unidad a través de un tren de cambiadores de calor (figura VIII), en donde se recupera el calor de las corrientes de reflujo de las torres de destilación (turbosina, recirculación superior, gasóleo pesado, kerosina, diesel y una recirculación inferior). Aquí su temperatura aumenta de 20°C hasta 165°C al pasar por los intercambiadores de calor de tubo y coraza (equipos AEA 1 hasta el AEA 12) Los datos de temperatura de cada equipo se muestran en la tabla III

Una desaladora (equipo nombrado AFA 1 y 2 AB) se encuentra en esta etapa, para que después el crudo desalado se calentado a una temperatura de 222°C por medio de un calentador de carga (AEA 13 y 14).

El vapor y líquidos provenientes del calentador fluyen hacia la torre despuntadora (ADA 1 y 2), en donde son separados los gases y la gasolina ligera a fin de mantener estable al crudo; el petróleo despuntado es enviado a los calentadores de fuego directo (ABA 1 y 2) para elevar su temperatura hasta 360 o 385 °C La corriente de materia calentada es enviada a la torre fraccionadora de destilación atmosférica, de la que se obtienen gasolina, kerosina, gasóleo pesado y residuos

La representación del tren de precalentamiento se puede observar en la figura VII, en ésta se esquematizan las corrientes y equipos involucrados en el análisis del presente trabajo.

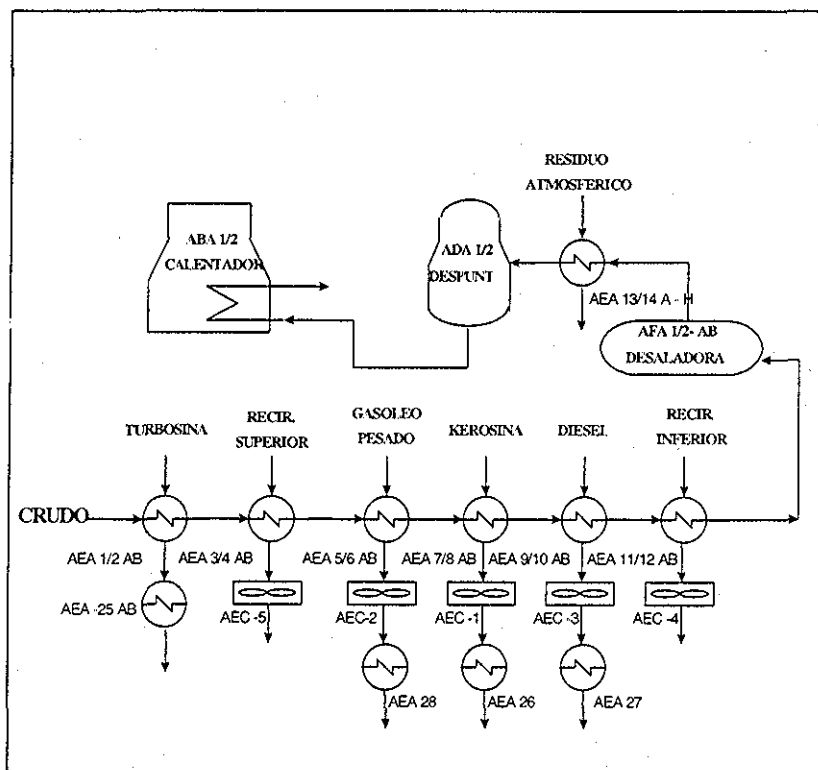


Figura VIII. Refinería Miguel Hidalgo Tula, tren de precalentamiento de crudo, planta primaria, configuración actual (elaboración propia, extraído del diagrama de flujo de proceso de destilación atmosférica, Instituto Mexicano del Petróleo).

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Debido a la composición del petróleo de alimentación, se tiene una variedad de sustancias, las cuales producen incrustaciones de sales y minerales en las paredes de los tubos, se debe de tener un monitoreo constante de las condiciones de diseño con la operación de los equipos; de ahí que los datos de la tabla III sean del 5 de diciembre de 1995.

Los datos de la tabla III se arreglaron de la siguiente forma: la primera columna identifica cual es la sustancia involucrada en el tren de precalentamiento del crudo. Después se tiene que tipo de corriente, si necesita ser calentada o enfriada, en el caso que requiera ser calentada será una corriente fría y si es lo contrario será una corriente caliente.

En la siguiente columna se identifica a que equipo cruza la corriente, en donde se tiene la identificación del número de cambiador de calor y el lugar por donde pasa, ya sea por el lado de los tubos (LT) o por el lado de la coraza (LC). Se recopiló el flujo másico de cada corriente involucrada en kg/h. Las dos ultimas columnas corresponden a la temperatura a la cual entra la corriente al equipo y la temperatura de salida de éste.

Las configuraciones actuales de los sistemas de intercambio de calor tienen operaciones diferentes a las establecidas en diseño y al inicio de operación. Es de vital importancia conocer las características de las sustancias involucradas en el tren de precalentamiento, por lo que se obtienen las temperaturas, presiones y flujos en mediciones de campo de cada corriente a analizar; así se conocerán las propiedades de viscosidad, conductividad térmica y carga térmica, estos valores se presentan en las tablas A1 a la AX del anexo A.

Para obtener los datos mencionados anteriormente se utilizó el paquete HYSIM, el cual es un programa computacional que realiza cálculos y simulación de procesos químicos y puede determinar las propiedades de sustancias del ramo de la refinación.

Para este tipo de aplicaciones los manuales de HYSIM aconsejan el empleo de

modelos termodinámicos, basados en ecuaciones de estado, para aplicaciones de procesos con hidrocarburos a alta presión. Dentro de estas ecuaciones se manejan seis posibilidades:

1. *NRTL* (Renon con gas ideal y ley de Henry).
2. *PENG-ROB* (ecuación de estado de Peng-Robinson).
3. *PSRK* (ecuación de estado predictiva de Redlich-Kwong-Soave).
4. *RK-SOAVE* (ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave).
5. *BWR-LS* (ecuación de estado de Benedict-Web-Rubin-Lee-Starling).
6. *LK-PLOCK* (ecuación de estado de Lee-Kesler-Plocker).

En el manejo de datos reales disponibles dentro del análisis de la refinería, se conocen algunas de las propiedades de las sustancias que se obtienen de la refinación del petróleo, y se ha observado que el modelo *RK-SOAVE* (ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave) es el que mejor calcula las propiedades de las sustancias seleccionadas dentro de la simulación. Ésta ecuación tiene la siguiente forma:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v(v+b)} \quad (5)$$

En donde a y b son constantes que dependen de la temperatura y presión crítica de cada sustancia, y se encuentran dentro de la base de datos del simulador HYSIM. Por lo tanto los datos que requiere el programa son la temperatura, presión, temperatura crítica, presión crítica e identificar el tipo de sustancia del proceso a analizar, cabe señalar que los datos que se toman son constantes de la base de datos.

Claro que se requieren también el uso de las ecuaciones de estado energéticas (la ecuación de la entalpía y de la entropía), las cuales son empleadas automáticamente.

por el programa Junto con la ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave, de esa manera se calculan las propiedades de los líquidos, como: viscosidad, conductividad térmica, Cp y densidad.

Al conocer las condiciones de operación de los equipos se podrá analizar mejor el uso de la energía en la red y, por consiguiente, sugerir el arreglo más eficiente en el uso de los energéticos; además de sugerir los métodos de operación y mantenimiento requeridos para un mejor funcionamiento de los equipos.

TABLA III. DATOS DE CORRIENTES DE LA FIGURA VIII.

DATOS MEDIDOS DE OPERACIÓN DICIEMBRE 95 (INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO)

Corriente	Tipo	Equipo	Flujo másico (G) [kg / h]	Temperatura de entrada [°C]	Temperatura de salida [°C]
Crudo	Fría	AEA 1/2 (LT)	964456.2561	20	36 1
Crudo	Fría	AEA 3/4 (LT)	964456.2561	36.1	76 1
Crudo	Fría	AEA 5/6 (LT)	964456.2561	76 1	90
Crudo	Fría	AEA 7/8 (LT)	964456.2561	90	100
Crudo	Fría	AEA 9/10 (LT)	964456.2561	100	128 3
Crudo	Fría	AEA 11/12 (LT)	964456.2561	128 3	165
Crudo	Fría	AEA 13/14 (LT)	964456.2561	136 7	222 8
Crudo	Fría	ABA ½	964456.2561	203 3	370
Turbosina	Caliente	AEA 1/2 y 25 (LC)	28229.0249	208 9	37 8
Recirculación superior	Caliente	AEA 3/4 (LC) y AEC 5	140501 134	193 9	93 3
Gasóleo pesado	Caliente	AEA 5/6 (LC), AEC 2 y AEA 28	36285 7143	344 4	48 9
Kerosina	Caliente	AEA 7/8 (LC), AEC 1 y AEA 26	30811 7914	275 6	37 8
Diesel	Caliente	AEA 9/10 (LC), AEC 3 y AEA 27	99074 8299	340 6	48 9
Recirculación inferior	Caliente	AEA 11/12(LC), AEC 4	46013 6054	260	162 2
Residuo atmosférico	Caliente	AEA 13/14 (LC)	229868 481	330 6	180

4. ANÁLISIS DEL TREN DE INTERCAMBIADORES CON EL MÉTODO DEL PUNTO DE PLIEGUE

Con la información de corrientes y equipos obtenida, se procedió al análisis de la red de intercambio de calor de la Planta Combinada de la Refinería de Tula Hgo. Como se explicó anteriormente, el objetivo es encontrar un arreglo de la red que disminuya el costo de los servicios auxiliares, utilizando adecuadamente el área de intercambio de calor existente; todo ello con metas de la disminución del uso de energía, de manera que la readaptación del sistema sea factible desde el punto de vista económico, como técnico.

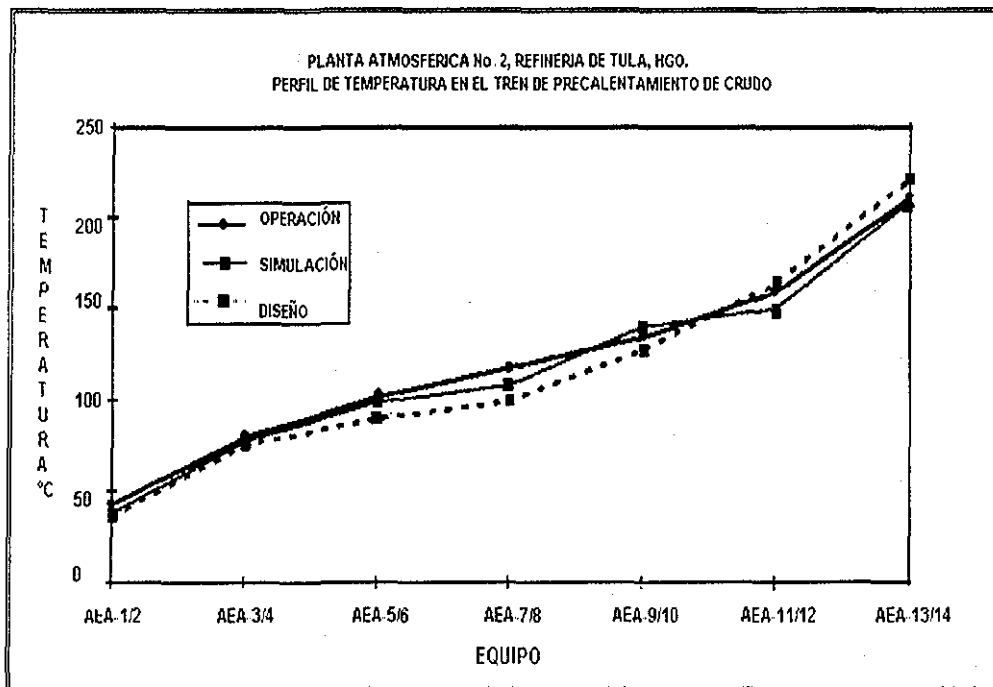
A continuación se describirá la forma de aplicar el método del punto de pliegue, el cual determina la cantidad mínima de energía suministrada para calentamiento y los servicios mínimos de enfriamiento del tren de precalentamiento de crudo

4.1. Solución al problema de la tabla

El primer paso en el análisis del tren de intercambiadores elegido, es determinar el área efectiva de transferencia de calor lo que se consigue al analizar el grado de ensuciamiento de los intercambiadores, para esto se procedieron a recopilar los datos de diseño de los intercambiadores de calor involucrados en el tren de precalentamiento (ver anexo A, tablas de propiedades)

En la figura IX se hace una comparación de las condiciones reales de operación y de las obtenidas en una corrida de simulación utilizando el paquete HYSIM

El simulador HYSIM, es el programa que se empleó para encontrar las propiedades de sustancias del ramo de la refinación, en donde se conocen las temperaturas y presiones de trabajo



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Figura IX, PERFIL DE TEMPERATURAS. (elaboración en conjunto con el IMP)

La simulación nos indica que existe una variación en el centro de la gráfica de las temperaturas de operación por las condiciones normales de uso de los equipos, las cuales pueden involucrar ensuciamiento y corrosión del área de transferencia de calor, debido al alto contenido de sales y de la alta viscosidad del petróleo. Por lo que siempre en el análisis de rediseño y optimización de este tipo de equipo son variables importantes

que se deben de conocer; así se podrá tener un adecuado estudio de los sistemas de redes de intercambio de calor, ya que se debe de analizar la carga real de calor que se está transfiriendo del fluido frío al fluido caliente.

Cabe hacer notar que solo se toman los datos que involucran al estado líquido de las corrientes, además de que las condiciones de corriente para el análisis del tren de precalentamiento solo se tienen el estado líquido en todos los flujos analizados.

4.2. Extracción de datos.

El método del punto de pliegue indica que se debe de generar un diagrama de extracción de datos, este diagrama está representado con la figura X; en este se han excluido los intercambiadores de calor, debido principalmente a que son el objeto de un posible rediseño, dentro de la metodología de optimización del tren de precalentamiento de la planta primaria no 2. Al nuevo diagrama se le enumeran las corrientes, la cual identificó un total de 10.

De la figura X se puede observar a 3 corrientes que requieren ser calentadas (de la 1 a la 3). Estas corresponden al crudo suministrado a la planta para ser refinado, que debe ser calentado y que, por consiguiente, son las corrientes frías del proceso. Los flujos restantes enumerados del 4 al 10 representan las corrientes a enfriar y se les llamará corrientes calientes.

Lo siguiente fue encontrar los datos necesarios para el inicio de la aplicación del método del punto de pliegue, para cada corriente enumerada en la figura 10 y construir la tabla IV; parte de estos datos los tenemos localizados en la tabla III y son las temperaturas de entrada (temperatura de suministro) y las temperaturas de salida (temperatura objetivo) en los intercambiadores de calor, donde se conoce también el flujo másico (G)

Al iniciar la recopilación de información notamos que la corriente 1, que es el suministro de crudo a la refinería, tiene varias temperaturas de entrada y salida de distintos equipos (información mostrada en la tabla II); pero observando la figura X podemos deducir que la temperatura a la que llega el crudo (temperatura de suministro) es de 20°C y la temperatura a la cual se debe de calentar antes de llegar a la desaladora (temperatura objetivo) es de 165°C; por lo que estos datos son los que se anotan en la tabla IV, identificándose como una corriente fría. También se identifica que las corrientes 2 y tres son corrientes que requieren ser calentadas y por lo tanto son corrientes de tipo frías

Para las demás corrientes (4 a 10) puede identificarse las temperaturas de suministro y objetivo directamente de la figura X, así como el tipo de corriente, tipo caliente

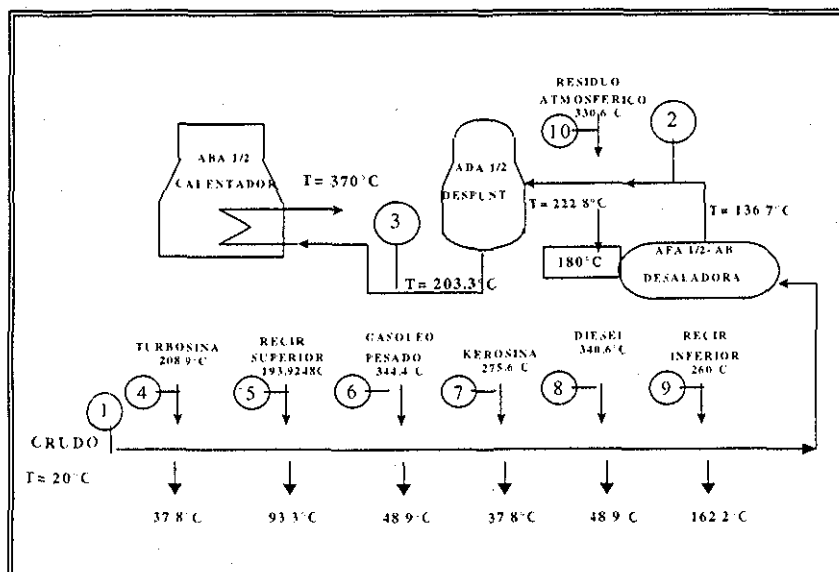


Figura X, diagrama de extracción de datos excluyendo al equipo de intercambio de calor

Ya que se ha esquematizado la configuración de la figura X, de ésta se pueden extraer las temperaturas de entrada (temperatura de suministro) de cada corriente y la temperatura de salida deseada para cada corriente (temperatura objetivo), correspondientes a las columnas 4 y 5 de la tabla IV.

Con las temperaturas, el flujo másico (dato correspondiente a la tabla II) y la capacidad calorífica de cada corriente se obtiene la carga térmica; éste valor se obtiene de multiplicar el GC_p por la diferencia térmica, por ejemplo la corriente 1 tiene un GC_p igual a $368.38 \text{ kW} / ^\circ\text{C}$ y una diferencia térmica de $140 ^\circ\text{C}$ (165°C menos $20 ^\circ\text{C}$), dando como resultado una carga térmica de $51,573.2 \text{ kW}$; lo cual se repite para las corrientes restantes. Los cálculos anteriores se resumen en la tabla IV

Una vez obtenidos los datos de la tabla IV se procede a resolver el problema de la tabla formulado por Bodo Linnhoff, al hacer la corrección de temperaturas para el gradiente de diseño de $80.4 ^\circ\text{C}$; el gradiente es un dato de diseño empleado en la refinería, es importante recordar que este puede ser un valor arbitrario conforme a la metodología de Linnhoff y que de él dependen los resultados que arrojen los cálculos del rediseño del tren de precalentamiento. Por este motivo se eligió el valor de diseño reportado en los planos de diseño de la planta.

Con esto se pueden obtener las gráficas de las curvas globales frías y calientes, para luego determinar los consumos de energía mínimos de servicios de calentamiento y de enfriamiento.

TABLA IV. DATOS PARA INICIAR CON EL MÉTODO DEL PUNTO DE PLIEGUE

No. Corriente	Tipo	G Cp (kW/°C)	Carga Térmica (kW)	Temperatura de suministro (°C)	Temperatura Objetivo (°C)
1	Fría	368.38	15140.6	20	165
2	Fría	329.89	28403.2	136.7	222.8
3	Fría	408.48	68093.9	203.3	370
4	Caliente	76.16	13031.1	208.9	37.8
5	Caliente	129.82	13060	193.9	93.3
6	Caliente	22.12	6537.5	344.4	48.9
7	Caliente	32.57	7745.3	275.6	37.8
8	Caliente	71.43	20835.2	340.6	48.9
9	Caliente	154.81	15140.6	260	162.2
10	Caliente	188.6	28403.2	330.6	180

4.3. Aplicación del método del punto de pliegue.

En esta sección se aplicaron los procedimientos para determinar el punto de pliegue y servicios de enfriamiento y calentamiento reportados en literatura, como lo que señala el artículo de Enrique Bazua Rueda⁶.

La forma de encontrar EL PUNTO DE PLIEGUE es realizando los siguientes pasos:

- a) Primero debe determinarse el gradiente mínimo de transferencia de calor, con el cual se realizarán cálculos y localizar al punto de pliegue; este punto es aquel en el cual la diferencia de temperatura disponible para la transferencia de calor entre las corrientes frías y calientes es igual al mínimo. Éste corresponde al acercamiento mínimo de los cambiadores de calor de la red; siendo un parámetro preestablecido dentro de los cálculos de diseño de la refinería y del equipo de transferencia de calor. De acuerdo con los planos de diseño de la configuración actual, se encontró un valor de 80.4 °C. Si no se tuviese un valor inicial, sería necesario efectuar el rediseño de la red de intercambio de calor con varios valores, calcular costos para cada propuesta y escoger el más apropiado.
- b) El siguiente paso consiste en construir una tabla de corrientes corregidas eliminando el gradiente de temperatura mínima:
 - A las temperaturas de las corrientes frías se les suma la mitad de la diferencia mínima (40.2 °C) y a las corrientes calientes se les resta el mismo valor
 - De esta forma se asegura que las corrientes podrán intercambiar energía siempre y cuando la corriente caliente corregida tenga una temperatura mayor a la corriente fría corregida

⁶ Bazúa E. *Bases termodinámicas para el uso eficiente de la energía*. Diplomado de Ahorro y Uso eficiente de la Energía. Facultad de Química UNAM México 1992

c) La nueva tabla (tabla V) servirá de base para siguientes cálculos. Las temperaturas corregidas de ésta se ordenan de mayor a menor, dando la secuencia de temperaturas mostradas en la tabla V; de cada par de temperaturas se asigna un subsistema.

TABLA V. DATOS DE CORRIENTES CORREGIDAS (ELABORACIÓN PROPIA).

No. Corriente	Tipo	G Cp (kW/°C)	Carga Térmica (kW)	Temperatura de suministro (°C)	Temperatura Objetivo (°C)
1	Fría	368.38	15140.6	60.2	205.2
2	Fría	329.89	28403.2	176.9	263
3	Fría	408.48	68093.9	243.5	410.2
4	Caliente	76.16	13031.1	168.7	-2.4
5	Caliente	129.82	13060	153.7	53.1
6	Caliente	22.12	6537.5	304.2	8.7
7	Caliente	32.57	7745.3	235.4	-2.4
8	Caliente	71.43	20835.2	300.4	8.7
9	Caliente	154.81	15140.6	219.8	122
10	Caliente	188.6	28403.2	290.4	139.8

d) Todas las temperaturas corregidas del punto anterior se ordenan de mayor a menor, obteniéndose tabla VI

TABLA VI. TEMPERATURAS CORREGIDAS CON EL GRADIENTE MÍNIMO DE 80.4 ° C

Intervalo	Temperatura °C
1	410.2
2	304.2
3	300.4
4	290.4
5	263
6	243.5
7	235.4
8	219.8
9	205.2
10	188.5
11	176.9
12	168.7
13	153.7
14	139.8
15	124.8
16	122
17	112.6
18	72.4
19	60.2
20	53.1
21	8.7

e) De cada pareja de temperaturas debe definirse un subsistema, cada subsistema se define de la siguiente manera:

- El subsistema 1 tiene como entrada la temperatura de 410.2 ° C y temperatura de salida de 304.2 ° C
- El subsistema 2 tiene como entrada la temperatura de 304.2 ° C y temperatura de salida de 300.4 ° C y así sucesivamente
- En cada subsistema es necesario suministrar energía a las corrientes frías proveniente de las corrientes calientes

f) El siguiente paso consiste en encontrar la carga térmica de cada subsistema, esto se logra multiplicando la diferencia de temperatura de cada intervalo por la capacidad calorífica de cada corriente; al utilizar la figura XI en donde se representan los intervalos de temperatura y las diferentes corrientes, se pueden observar las corrientes frías o calientes involucradas en el intervalo; por ejemplo en el intervalo 1

sólo se encuentra la corriente tres, por lo que, su energía es su diferencia de temperatura por su capacidad calorífica y flujo másico:

$$Q \text{ frías} = \Delta T \text{ (GCp frías)} \quad (6)$$

De lo anterior se determina la carga térmica en el primer intervalo, obteniéndose como resultado 43,298.88 kW (cantidad de energía que se debe de agregar a este intervalo para calentar a la corriente 3); repitiendo el procedimiento para cada grupo de corrientes frías que se encuentren en cada intervalo, se encuentra la carga térmica de todos éstos (columna 6 de la tabla VII).

A continuación se calcula la carga térmica de las corrientes calientes en cada intervalo con el procedimiento anterior, observándose que en el intervalo 1 no se encuentra ninguna corriente caliente, obteniéndose una carga térmica igual a cero, en el intervalo dos se encuentra la corriente caliente 6 y se calcula una carga térmica de 84.056 kW; este procedimiento se aplica para los siguientes intervalos

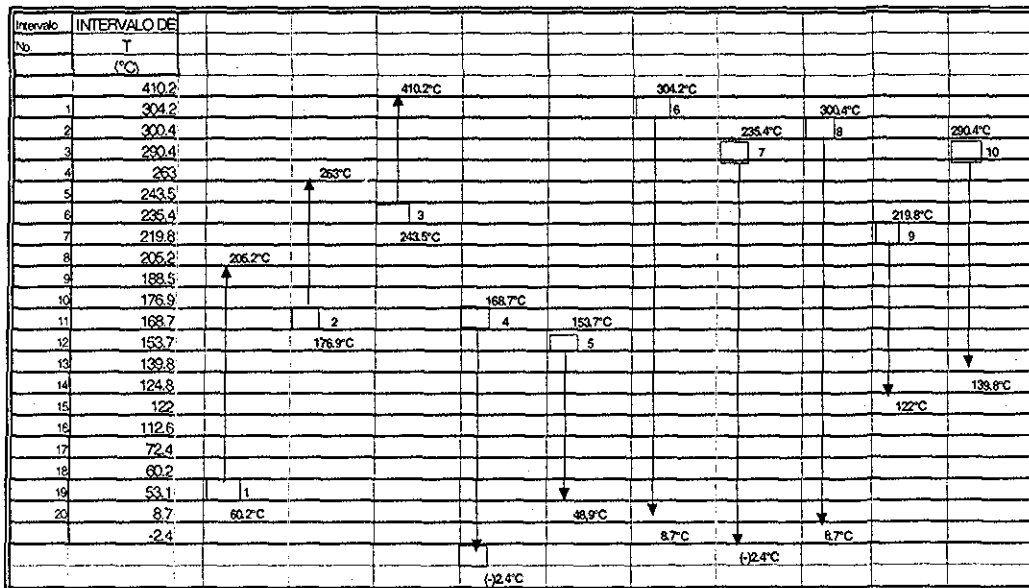


Figura XI, diagrama de intervalos de temperatura y corrientes involucradas (elaboración propia)



g) Los datos anteriores representan las necesidades o exceso de energía de cada intervalo; la intención es suministrar calor de las corrientes calientes a las frías, esto significa que la cantidad de energía que requiere el intervalo 1 del lado de las corrientes frías es de 43,298.88 kW, en el intervalo 2 se requieren suministrar 1,552.224 kW, de los cuales las corrientes calientes sólo pueden suministrar 84.056 kW. De esa forma se pueden encontrar las necesidades de cada intervalo, donde un número positivo indica que las corrientes frías requieren se les suministre esa cantidad de energía, debido a que la energía en las corrientes calientes no alcanza para elevar la temperatura de las frías; un número negativo representará los servicios de enfriamiento necesarios para enfriar a las corrientes calientes involucradas en ese subsistema, ya que las corrientes frías no pueden efectuar el enfriamiento requerido. Lo anterior se puede observar en la columna ocho de la tabla VII,

h) El flujo neto de energía que sale del subsistema 1 hacia el siguiente será lo que entró menos lo que necesitó internamente para satisfacer el balance de calor. Lo anterior se representa en la siguiente columna (9), en donde se obtiene la entrada de energía en cada intervalo y la salida de energía se representa en la décima columna

La entrada en el primer subsistema es igual a cero, debido a que la energía de las corrientes calientes es cero; en el siguiente subsistema será lo que sale del primero (cero) menos lo que se requirió para calentar la fría (43 298 88 kW representada por la columna ocho subsistema 2), el resultado es $-43\,298\,88$ kW; para el siguiente es lo que sale del segundo subsistema ($-43\,298.88$ kW) menos lo que le llega del subsistema 2, Lo anterior se repite para los subsecuentes subsistemas. Lo siguiente es determinar la cantidad de energía que sale del subsistema o que requiere, representándose en la columna 10, lo cual se logra al tomar las salidas de energía de los subsistemas de la siguiente forma: Salidas = Entra - (Q frías - Q calientes).

- i) Lo siguiente es determinar los requerimientos mínimos de servicios de calentamiento y enfriamiento del proceso, esto se logra al buscar el valor menor (más negativo de las columnas 9 y 10, en este caso es el valor de - 65332.024, el valor absoluto de este número se le resta a todos los valores de las columnas 9 y 10, dando como resultados las columnas 11 y 12

**TABLA VII, DATOS DE ENERGÍAS Y PUNTO DE PLIEGUE
(ELABORACIÓN PROPIA CON DATOS DE 1995)**

Intervalo		Gradiente	GCp Frías	GCp calientes	Q frías	Q calientes	Qf-Qc	Energía de entrada	Energía de salida	Requerimientos de energía a la ENTRADA	Requerimientos de energía a la SALIDA
No		Del intervalo	(kW)/°C	(kW)/°C	(kW)	(kW)	(kW)	(kW)	(kW)	(kW)	(kW)
	410.2										
1	304.2	106	408.48	0	43298.88	0	43298.88	0	-43298.88	65332.024	22033.144
2	300.4	3.8	408.48	22.12	1552.224	84.056	1468.168	-43298.88	-44767.048	22033.144	20564.976
3	290.4	10	408.48	93.55	4084.8	935.5	3149.3	-44767.048	-47916.348	20564.976	17415.676
4	263	27.4	408.48	282.15	11192.352	7730.91	3461.442	-47916.348	-51377.79	17415.676	13954.234
5	243.5	19.5	738.37	282.15	14398.215	5501.925	8896.29	-51377.79	-60274.08	13954.234	5057.944
6	235.4	8.1	329.89	282.15	2672.109	2285.415	386.694	-60274.08	-60660.774	5057.944	4671.25
7	219.8	15.6	329.89	314.72	5146.284	4909.632	236.652	-60660.774	-60897.426	4671.25	4434.598
8	205.2	14.6	329.89	469.53	4816.394	6855.138	-2038.744	-60897.426	-58858.682	4434.598	6473.342
9	188.5	16.7	698.27	469.53	11661.109	7841.151	3819.958	-58858.682	-62678.64	6473.342	2653.384
10	176.9	11.6	698.27	469.53	8099.932	5446.548	2653.384	-62678.64	-65332.024	2653.384	0
11	168.7	8.2	368.38	469.53	3020.716	3850.146	-829.43	-65332.024	-64502.594	0	829.43
12	153.7	15	368.38	469.53	5525.7	7042.95	-1517.25	-64502.594	-62985.344	829.43	2346.68
13	139.8	13.9	368.38	469.53	5120.482	6526.467	-1405.985	-62985.344	-61579.359	2346.68	3752.665
14	124.8	15	368.38	486.91	5525.7	7303.65	-1777.95	-61579.359	-59801.409	3752.665	5530.615
15	122	2.8	368.38	332.1	1031.464	929.88	101.584	-59801.409	-59902.993	5530.615	5429.031
16	112.6	9.4	368.38	332.1	3462.772	3121.74	341.032	-59902.993	-60244.025	5429.031	5087.999
17	72.4	40.2	368.38	332.1	14808.876	13350.42	1458.456	-60244.025	-61702.481	5087.999	3629.543
18	60.2	12.2	368.38	332.1	4494.236	4051.62	442.616	-61702.481	-62145.097	3629.543	3186.927
19	53.1	7.1	0	332.1	0	2357.91	-2357.91	-62145.097	-59787.187	3186.927	5544.837
20	8.7	44.4	0	147.59	0	6552.996	-6552.996	-59787.187	-53234.191	5544.837	12097.833
21	-2.4	11.1	0	108.73	0	1206.903	-1206.903	-53234.191	-52027.288	12097.833	13304.736

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

4.3.1 curvas compuestas.

Las curvas compuestas consisten en perfiles de la temperatura-carga térmica del intervalo involucrado, y corresponden a la disponibilidad del calor que existe en el proceso (" la curva compuesta caliente ") y el calor que se exige en el proceso (" la curva compuesta fría ") junto con una representación gráfica (figura XII)

La figura XII representa el comportamiento de la configuración actual del tren de precalentamiento de crudo de la refinería En el cual se observa al punto de pliegue y las cargas de enfriamiento y calentamiento externo.

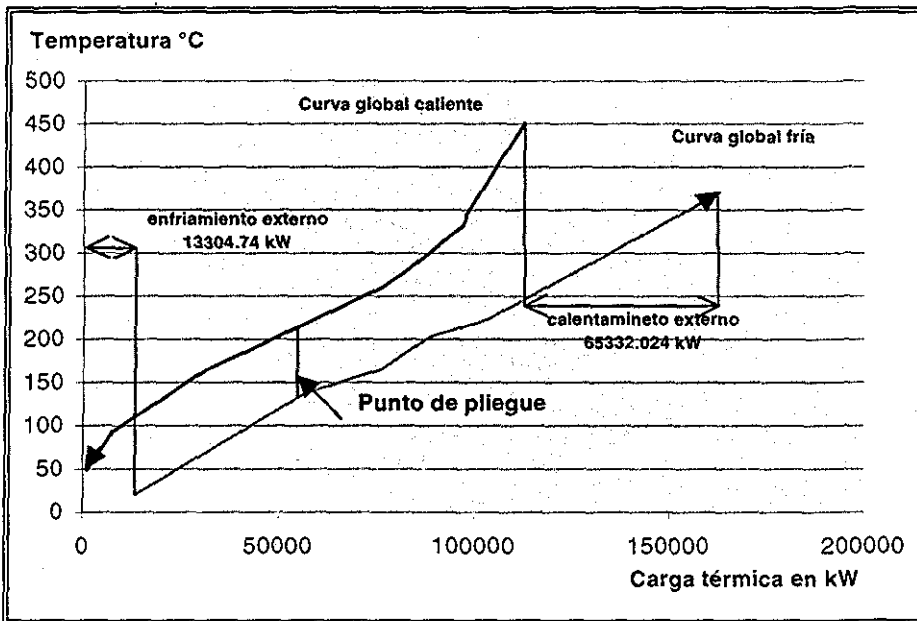


Figura XII. Planta atmosférica no. 2 Tula Hidalgo, representación de las curvas globales fría y caliente con sus servicios externos de enfriamiento y calentamiento

De la figura XII, podemos observar que la curva de la derecha representa a todas las corrientes frías, de ahí se obtienen 65332 024 kW que representan la energía mínima requerida para calentar el crudo, energía que es suministrada calentadores a fuego directo por los sistemas auxiliares de generación de vapor de la planta; de esa forma poder realizar el primer proceso de refinación de petróleo; por otro lado la curva de la izquierda representa a todas las corrientes de proceso que requieren ser enfriadas donde los 13, 304.736 kW representan la energía mínima que deberá ser retirada por enfriamiento, esta energía es retirada por ventiladores de aire y cambiadores de calor con agua, suministrada por el sistema de enfriamiento de la refinería.

El punto de pliegue se encuentra a la temperatura de 176.9 °C, 217.1 °C para las corrientes calientes y a 136.7 °C para las frías. De estos datos se proceden a realizar las simulaciones de los distintos gradientes de temperatura para obtener el óptimo arreglo que maximice el uso de la energía y minimice el costo del área de transferencia de calor y los servicios de calentamiento y enfriamiento externos.

El propósito es acercar más las curvas, reduciendo el gradiente térmico de transferencia de calor; lo cual representará una mayor inversión en área de transferencia de calor al adicionar equipo o reacomodo del existente, que por consecuencia tendrá una reducción de los costos en servicios por calentamiento y enfriamiento externo proporcionados por sistemas auxiliares de generación de vapor y sistemas de enfriamiento, junto con el costo del manejo de ventiladores de aire.

4.3.2. Area de transferencia

El punto más importante consiste en determinar el área objetivo y el gradiente de temperatura mínimo económicamente viables, esto quiere decir que, existe una relación entre gradiente térmico, área requerida de transferencia de calor y costos asociados en los equipos de intercambio de calor.

Entre menor sea la diferencia de temperaturas entre las salidas y entradas de los fluidos, se requerirá de un área de transferencia mayor; pero a mayor área mayores costos, asociados con el mantenimiento y diseño de los equipos de intercambio de calor, claro está que también existe una relación con la energía ahorrada en los servicios de calentamiento y enfriamiento utilizados al aumentar los cambiadores de calor y el rediseño de la red de intercambio de energía.

Un concepto fundamental en el cálculo del diseño óptimo del tren de precalentamiento es determinar el área mínima de transferencia de calor; esto significa que dentro del arreglo de las curvas compuestas no existe un cruzamiento de corrientes, sino que el arreglo permite que todas las corrientes combinadas intercambien calor en forma vertical sin cruzar con la de otro intercambio (figura XIII) Este arreglo es equivalente a un cambiador de calor de flujo a contracorriente

El determinar el área mínima representará un costo en el cambio del tren de precalentamiento que va ligado con un ΔT mínimo de transferencia de calor. Lo anterior indicará que existen varios arreglos con los cuales se tendrán diferentes ahorros, y dependerán tanto del ΔT mínimo junto con los costos involucrados de los diferentes arreglos

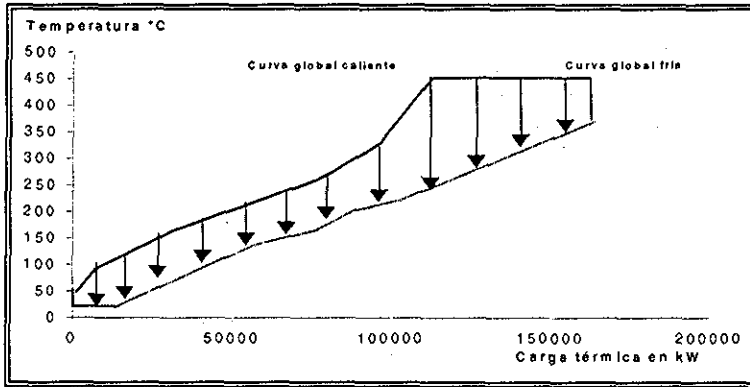


Figura XIII, Corrientes en posición vertical. Delta T mínimo de 80.4 °C.

El sistema que manejamos presenta coeficientes de transferencia de calor no uniformes, esto significa que cada corriente muestra una variación grande en los coeficientes de transferencia de calor; por lo tanto se debe de analizar cada intervalo de corrientes. Para encontrar el área mínima de transferencia de calor se maneja una simplificación numérica la cual es la siguiente:

$$A_{\min} = \sum_i^{\text{intervalo}} \frac{1}{\Delta DLMT} \left[\sum_j^{\text{corriente}} \left(\frac{q_j}{h_j} \right) \right] \dots \dots (7)^7$$

Donde en un intervalo *i*, existen *j* corrientes (calientes y frías con sus cargas individuales de calor *q_j* y sus respectivos coeficientes convectivos de transferencia de calor *h_j*). Esta ecuación provee una aproximación del área mínima de intercambio de calor.

El cálculo de esta área se realizó al dividir las curvas de la figura XII en diez intervalos, en los cuales se determinaron las cargas térmicas de cada corriente involucrada, así como, sus coeficientes convectivos de transferencia de calor.

⁷ Tjaan N. Tjoe and Linnhoff Bodo. *USING PINCH TECHNOLOGY FOR PROCESS RETROFIT*. Chemical Engineering April 28 198 pp 48

Un punto importante es el costo del área de transferencia de calor calculada con el **método modular de K. Guthrie**, utilizada por el personal del IMP, donde A es el área de transferencia en metros cuadrados.

Este modelo indica la forma en que se evalúa el costo del capital invertido en la construcción de un equipo de transferencia de calor, especificando el área requerida y el costo que ello implica, utilizando la siguiente fórmula:

$$CC = CE \cdot F \cdot I_A \quad (8)$$

Donde:

CC costos de capital en pesos

$$CE \text{ costos de equipo} = 3567 + 1071 A^{0.65} \quad (9)$$

A representa el área en metros cuadrados

$$F \text{ Factor de corrección} = f(F_d, F_p, F_m, F_i) \quad (10)$$

F_d factor por el tipo de diseño del equipo

F_p factor por presión de diseño

F_m factor por materiales de construcción

F_i factor por instalación del equipo

$$I_A \text{ índice de actualización mediante índices de Nelson} = I_{N \text{ actual}} / I_{N \text{ refe 1968}}^8$$

Cuando se analizaron los diferentes arreglos de las redes de intercambio de calor se tomó en cuenta los costos de servicio de calentamiento y enfriamiento (tabla VIII).

⁸ Nelson Farrar *Cost Index*, Oil and Gas Journal sept 1 1997, pp 61

**TABLA VIII COSTOS DE ÁREA DE TRANSFERENCIA Y SERVICIOS AUXILIARES
(DATOS EXTRAÍDOS DE LA REFINERÍA, AÑO DE REFERENCIA DE 1995)**

SERVICIOS DE CALENTAMIENTO	28 USD / MW
SERVICIOS DE ENFRIAMIENTO	12 71 USD / MW
COSTOS DE ÁREA DE TRANSFERENCIA	$3567 + 1071 A^{0.65}$
TASA DE INTERES ANUAL	10 %
PERIODO DE VIDA ÚTIL	20 años

Con las ecuaciones 8, 9 y 10 se determina el costo del área total, y de la tabla VIII los costos de los servicios de enfriamiento y de calentamiento. El resumen de este trabajo se puede observar en la tabla IX, en ésta se obtuvo el área mínima que requeriría el arreglo de acuerdo a la ecuación 5, descrita anteriormente.

Tabla IX. Determinación del área mínima de calentamiento requerida por el arreglo actual, delta T mínima de 80.4°C

Intervalo	delta 1 °C	Delta 2 °C	DTLM °C	SUMA (Qi/hi) m ² °C	Area m ²
1	90.2	96.4	93.2656562	57158.85	612.8606388
2	96.4	94.4	95.39650584	91339.967	957.4770659
3	94.4	88.9	91.62248839	111691.65	1219.041824
4	88.9	4	27.37634245	69319.691	2532.101982
5	84.4	82.4	83.39600304	39679.322	475.794044
6	82.4	83.4	82.89899476	29677.496	357.9958508
7	83.4	90.4	86.85299078	67329.915	775.2169983
8	90.4	93.4	91.89183838	76343.042	830.7924125
9	93.4	101.4	97.34521834	50253.454	516.239575
10	101.4	140.9	120.0690645	39001.799	324.8280449
ÁREA TOTAL					8602.348436
					Costo al año (USD)*
Servicios de enfriamiento					\$1,481,343.98
Servicios de calentamiento					\$16,024,638.85
Total					\$17,505,982.83

*Dólares de 1995

ÁREA ACTUAL DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO

Con respecto al área actual, se debe de conocer la disponibilidad en los equipos que actualmente trabajan dentro del tren de precalentamiento, este parámetro indicará si, comparado con el mínimo se tiene exceso o déficit de superficie de transferencia de calor del arreglo actual.

La forma de calcularla es obteniendo los coeficientes globales de transferencia de calor de cada combinación, el primer conjunto lo representa el crudo y la turbosina, el siguiente es el del crudo y la recirculación global, y así sucesivamente; claro que también se toma en cuenta a los enfriadores con agua. La tabla siguiente muestra a las corrientes involucradas, equipo utilizado, la diferencia logarítmica media de las temperaturas, el coeficiente global de transferencia, la carga térmica y el área de transferencia, junto con los costos de los servicios de enfriamiento y calentamiento.

Tabla X. Arreglo actual del tren de precalentamiento con un delta T mínimo de 80 °C

Productos	Equipo	DLMT °C	Ud kW / m ² °C	Q KW	Área m ²
Crudo - turbosina	AEA 1/2 (LT)	148.4	0.2833	4758.677	113.1874236
Crudo - recirculación	AEA 3/4 (LT)	85.6	0.2833	12710.4	524.0906003
Crudo - gasóleo pesado	AEA 5/6 (LT)	132.1	0.16998	4670.817	208.0307981
Crudo- kerosina	AEA 7/8 (LT)	120.5	0.2833	3493.4	102.3334518
Crudo- diesel	AEA 9/10 (LT)	149.6	0.16998	9991.881	392.8332691
Crudo- recirculación inferior	AEA 11/12 (LT)	66.5	0.2833	13519.546	717.5806603
Crudo- residuo atmosférico	AEA 13/14 (LT)	70.7	0.16998	28403.529	2363.029445
Agua- turbosina	AEA 25	73	0.5666	8272.423	200.0015231
Agua-gasóleo pesado	AEA 28	115	0.42495	1866.683	38.19749636
Agua- kerosina	AEA 26	114	0.5666	4251.9	65.82662976
Agua- diesel	AEA 27	137	0.042495	10843.119	1862.498035
Calentador a fuego directo	ABA ½			68093.9	
Área total					6587.609
Costo del área de transferencia de calor y de servicios de operación en USD					\$ 941,640.00
					Costo all año (USD)
Servicios de enfriamiento					\$ 2,809,557.38
Servicios de calentamiento					\$ 16,702,071.79
TOTAL					\$ 19,511,629.18

*Dólares de 1995

Cabe señalar que los costos del arreglo del área mínima de transferencia de calor sin cruzamiento, asociados con los servicios de calentamiento y enfriamiento son menores (alrededor de 17 millones de dólares) al del arreglo actual de trabajo del tren de precalentamiento (19 millones de dólares)

Determinación de los costos asociados a diferentes delta T mínimos

Siguiendo una serie de pasos como los anteriores se pueden determinar los costos de diferentes arreglos mínimos del tren de precalentamiento; este análisis no es muy profundo y se basa en la determinación del área mínima de transferencia de calor utilizando el método de la fórmula 5. Ya que al ir acercando las curvas global caliente y global fría, provocará que disminuya la delta T mínima y, por consiguiente, aumentaran los costos asociados al uso de mayor área de transferencia de calor, pero una disminución de los costos por servicios de calentamiento y enfriamiento

Claro está que los ahorros pueden aumentar pero al analizarlos contra los costos de inversión de capital en nuevos equipos y arreglos generará un tiempo de recuperación de la inversión mayor

Dependiendo del acercamiento entre curvas calientes y frías, también habrá un aumento del área de transferencia de calor, traduciéndose en aumento de la inversión en equipo

Por otro lado el alejar las curvas, representa un uso mayor de los servicios de calentamiento y enfriamiento, la cuestión es encontrar un rango de delta de temperatura mínimo atractivo, desde el punto de vista energético y económico. El análisis inicial de algunos de estos se reflejan en la tabla XI. Estos datos, se obtuvieron al generar diferentes configuraciones de deltas T mínimos, con costos asociados a las áreas mínimas de transferencia de calor, y sirvieron de referencia para crear la figura XIV

Tabla XI, determinación de costos por delta T mínimo.

Delta T mínimo °C	Costos totales en USD*
5.3	23,600,000
9.1	17,000,000
19.4	11,000,000
35.4	6,000,000
50.2	5,648,850
64	11,300,000
73.1	14,000,000
88.6	21,000,000
90	22,000,000

* Incluye los costos del área de transferencia de calor y los servicios de calentamiento y enfriamiento evaluados con el método de K Guthrie y los datos de la tabla VIII

En la figura XIV se muestra la curva de costos totales, los cuales incluyen la inversión inicial en área de transferencia de calor, los costos de servicios de calentamiento y enfriamiento y los costos asociados a la operación y mantenimiento del sistema. Se puede observar que al disminuir la delta T mínima los costos disminuyen hasta un valor mínimo, para luego ir aumentando.

Con esta gráfica podemos elegir los arreglos iniciales de diseño y determinar los potenciales en diferentes rangos de temperatura, de un análisis visual de estos datos se puede iniciar el rediseño de la red con Deltas T mínimos de alrededor de 50 °C. De aquí se pueden reacomodar los sistemas para analizar las diferentes posibilidades.

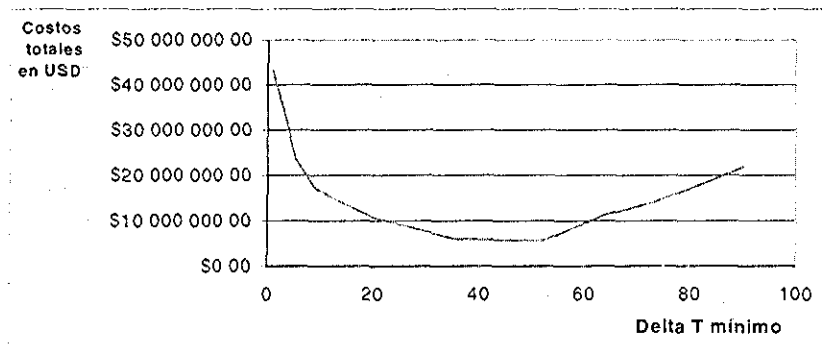


Figura XIV. Costos totales del tren de precalentamiento con diferentes deltas T mínimos.

* Nota: los USD son del año de 1995

4.3.3. ARREGLO ACTUAL DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO

Una vez conocidos las diferentes opciones de deltas T mínimos con costos bajos, se puede iniciar la elección de los nuevos arreglos. El criterio de selección tiene que ver con el ahorro de energía y económico.

Utilizando los datos de corrientes frías y calientes, junto con la localización del punto de pliegue (tabla VII) se puede generar el esquema actual de intercambio de calor (figura XV); en donde se identifica a las corrientes frías y calientes, con la localización del punto de pliegue y la conexión con 7 intercambiadores de calor, 6 enfriadores con agua y un calentador de fuego directo

Estas conexiones se realizan con la ayuda de los datos de la figura X y las tablas III y VII, en donde se identifica cada equipo y se conoce que corriente está involucrada junto con las temperaturas de entrada y salida de cada corriente.

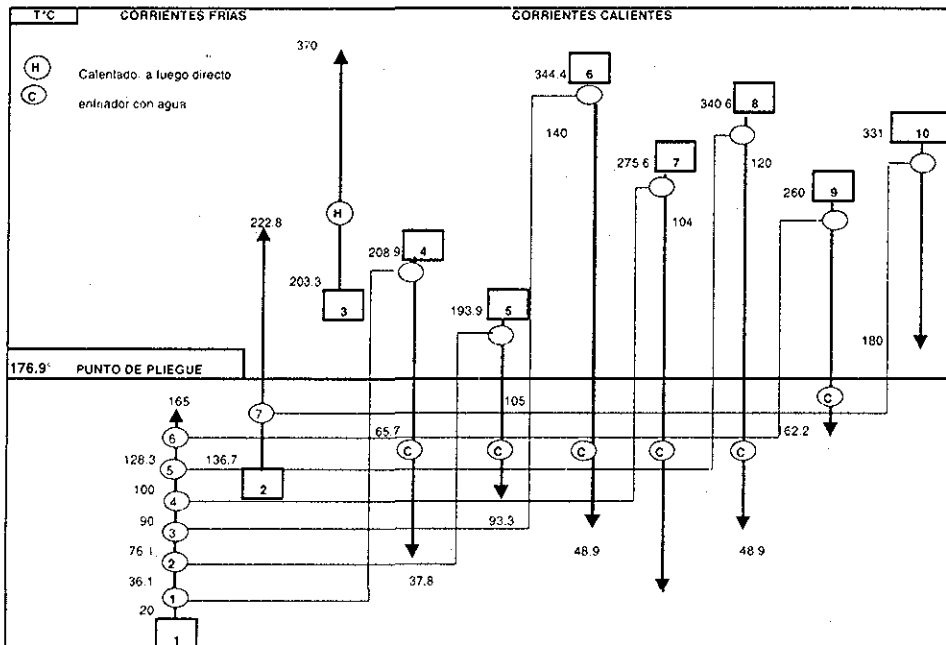


Figura XV. esquema actual del tren de precalentamiento de crudo de la refinera Tula, junto con la localización del punto de pliegue, representación con temperaturas en °C.

Al analizar la figura XV, se observa el cruzamiento del punto de pliegue. Este hecho contradice las reglas de integración de servicios, expuestas en capítulos anteriores, que indican que no se debe de cruzar el punto de pliegue, ya que implica un mayor consumo de servicios de calentamiento y enfriamiento.

Concretamente hablando las corrientes 4, 5, 6, 7, 8, 9 y 10, cruzan al punto de pliegue para calentar al crudo. Donde se puede observar una primera modificación, se puede calentar a la corriente 3 con las corrientes 6, 7, 8 y 10, y así disminuir la carga del calentador de fuego directo (H)

El siguiente paso en la solución del problema del cruzamiento del punto de pliegue, consiste crear un diagrama que no contenga a los intercambiadores de calor que cruzan el punto de pliegue. En la figura XVI se observa el diagrama

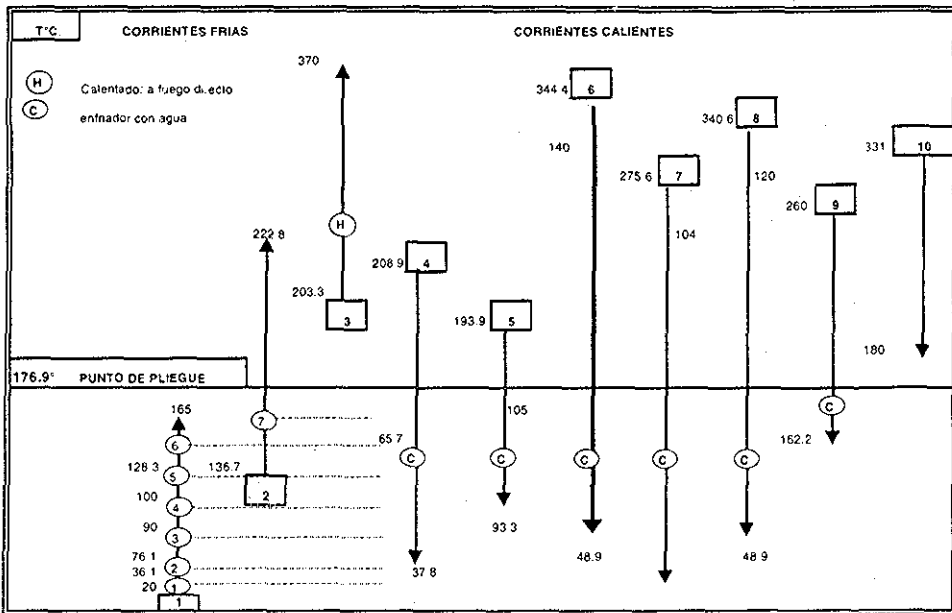


Figura XVI, Red de intercambio de calor sin cambiadores de calor que crucen el punto de pliegue, representación con temperaturas en °C.

NUEVOS ARREGLOS

Aún con la división del sistema en dos partes independientes, una "fría" y una "caliente", existe una combinación enorme entre corrientes; por lo tanto, aquí sólo aparecerá el arreglo de la alternativa 2, aclarando que en todos los arreglos se toman como referencia los servicios mínimos de calentamiento y enfriamiento calculados en la tabla VII, también se trató de tener el número mínimo de equipos disponibles.

A partir de este punto toda la información se integró a los programas de cálculo con los que cuenta el Instituto Mexicano del petróleo (Pinch Express, programas de solución de problemas de sistemas de ecuaciones con el método de Newton-Rapson) para poder obtener la configuración final del tren de precalentamiento. Es de vital importancia añadir que todo los puntos desarrollados anteriormente, representan el inicio de la integración de los datos a los programas.

Dentro de los primeros análisis se consideró obtener los arreglos que tuviesen valores cercanos a una diferencia térmica de 50°C , siendo el objetivo marcado en la 4.3.2, en donde se calculó el área mínima del arreglo y se creó una gráfica con los datos de costo y deltas de temperatura (figura XIV), en donde se observan los costos totales del tren de precalentamiento con distintos deltas T mínimos.

En la primera parte se integran los datos de corrientes y se determina el consumo mínimo de servicios de calentamiento y enfriamiento. En la siguiente sección se resuelve el problema de programación lineal con los datos del primer programa y determina el número mínimo de unidades de intercambio de calor, para finalmente encontrar la configuración final de las subredes caliente y fría de pendiente de los gradientes mínimos de temperatura deseados a ser analizados.

Una breve explicación del funcionamiento del Pinch Express se encuentra en el anexo b, en donde se explican los procedimientos y la forma en que trabaja.

Resultados de los cálculos de los paquetes de programación

Una vez analizada la información de los paquetes y estudiado diferentes arreglos se llegó a la conclusión de que el delta T mínimo de 52 °C, nos arroja un área total de transferencia de calor de 9041.36 metros cuadrados y un costo total de inversión de 5,648,850 00 de dólares (tabla XI)

Tabla XII. Arreglo de la alternativa 2 con un delta t mínimo de 52°C

Productos	Equipo	DLMT °C	Ud kW / m ² °C	Q KW	Área m ²
Querosina	AEA 1/2 (LT)	77.3	0.2833	2377.61	108.618915
Recirculación	AEA 3/4 (LT)	73.2	0.2833	13112.842	632.3601517
Turbosina	AEA 5/6 (LT)	115.3	0.16998	8986.88	458.4791019
Querosina	AEA 7/8 (LT)	14.5	0.2833	1042.24	252.9327656
Gasóleo pesado	AEA 9/10 (LT)	34.8	0.16998	2278.36	384.9111654
Diesel	AEA 11/12 (LT)	89.4	0.16998	8857.32	582.5568079
residuo atmosférico	AEA 13/14 (LT)	47.2	0.16998	16974	2116.530024
Crudo nafta	AEA 101/102	36.7	0.2833	24313.08	2338.445972
agua- turbosina	AEA 25	73	0.5666	8272.423	200.0015231
agua-gasóleo pesado	AEA 28	115	0.42495	1866.683	38.19749638
agua- kerosina	AEA 26	114	0.5666	4251.9	65.82662976
agua- diesel	AEA 27	137	0.042495	10843.119	1862.498035
Calentador a fuego directo	ABA 1/2			40031.04	
Área total					9041.358589
Costo del área de transferencia de calor y de servicios de operación en USD					\$5,648,850.00
					Costo al año (USD)*
Servicios de enfriamiento					\$ 7,753,982.69
Servicios de calentamiento					\$ 9,818,813.49
TOTAL					\$ 17,572,796.18

*Dólares de 1995

Claro esta que la alternativa uno es el caso base, en el cual se tiene el arreglo original sin modificación alguna

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Una vez analizado y resuelto el balance de energía y masa de diferentes alternativas se obtuvo que la una de las mejores configuraciones tienen un delta T mínimo de 52°C, de ésta se logró generar el esquema de la figura XVII, en donde el punto de pliegue se localiza a 247 °C y una disminución en los servicios de calentamiento y enfriamiento.

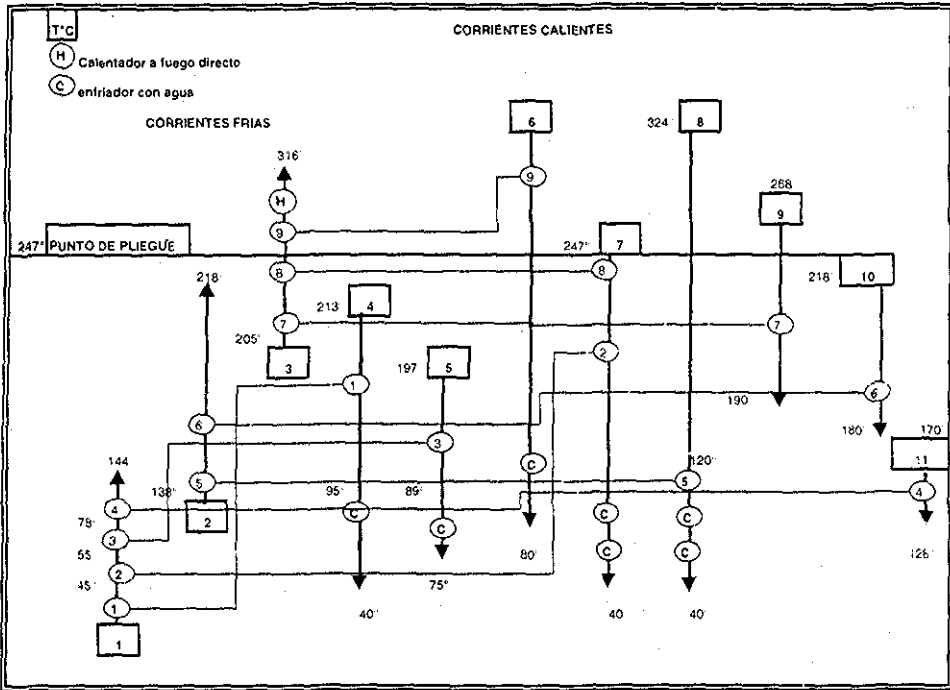


Figura XVII. Arreglo del tren de precalentamiento con un gradiente térmico de 52°C, representación con temperaturas en °C.

En este arreglo se pueden apreciar las grandes diferencias en cuestión del tipo de enlaces entre diferentes corrientes.

4.4. EVALUACIÓN ECONÓMICA

Al hacer la evaluación económica del proyecto con los parámetros explicados en el método modular de K. Guthrie (descrito anteriormente en la pagina 51) se obtuvieron tres alternativas y el óptimo para maximizar el uso de la energía

Cuando se analizaron los diferentes arreglos de la nueva red de intercambio de calor se tomó en cuenta el periodo de recuperación de la inversión con una tasa del 10 %, con vida útil de 20 años, costos de servicio de calentamiento y enfriamiento (tabla VIII)

La primer alternativa es el caso base de estudio en donde se hace un gasto por los servicios de calentamiento y enfriamiento donde realmente no se obtienen ahorros (tabla XIII), la alternativa más viable para los fines de PEMEX es la alternativa 2 (figura XVIII), la cual tiene un periodo de recuperación bastante atractivo (2 42 años)

TABLA XIII EVALUACIÓN ECONÓMICA

ESQUEMA	Inversión total	Ahorro del energético		Periodo de recuperación
	(1) USD	(2) G Joules / h	(3) USD / año	Años
Alternativa 1 (arreglo actual)	941,640	0	-----	-----
Alternativa 2	5,648,850	86.1904	1,938,833	2.42
Alternativa 3	8,309,150	116.7336	2,614,124	2.81
Optimo	16,000,000	161.9208	3,841,800	4.17

Nota:

- 1 La inversión estimada incluye los costos de instalación.
- 2 Ahorro de servicios de calentamiento (combustible).
- 3 Incluye los ahorros de servicios de calentamiento y enfriamiento (combustible y agua de enfriamiento)
- 4 Se considera la diferencia con la inversión de la alternativa 1 que es el caso base

A pesar de que el óptimo arreglo en la red de intercambio de calor nos arroja grandes ahorros en dinero y energía, éste sale de consideración dado el periodo de amortización tan grande de la inversión total para el rediseño

La alternativa dos (figura XVIII) consiste en obtener un gradiente de temperatura de 52 °C, lo cual involucra un ahorro de 86 1904 Giga Joules por hora, representando aproximadamente 2 millones de dólares al año y un periodo de recuperación de 2 42 años, lo cual es un periodo atractivo de recuperación de la inversión

TABLA XIV ALTERNATIVA 2 REDISEÑO DE PLANTA, $\Delta T_{min} = 52^{\circ}\text{C}$

AHORRO		Periodo de recuperación	Equipo nuevo	Equipos rediseñados
GJ/hr	USD	Años		
86,190 4	2×10^6	2 42	4 intercambiadores de tubo y coraza	5

Esta alternativa adiciona 4 cambiadores de calor y 5 equipos con un cambio de servicio, esto es, sé rediseño la red para que estos equipos funcionaran con las condiciones de otras corrientes y de otras temperaturas de entrada y salida de las corrientes frías y calientes

De los 4 cambiadores adicionales, el cambiador E 101/102 se adiciono para trabajar con el crudo y precalentarlo aprovechando la corriente de salida de la torre de destilación atmosférica ADA-3, los otros tres trabajan con el agua de servicio de enfriamiento y son E 15 AB, el E 10 A y el E 13 AB

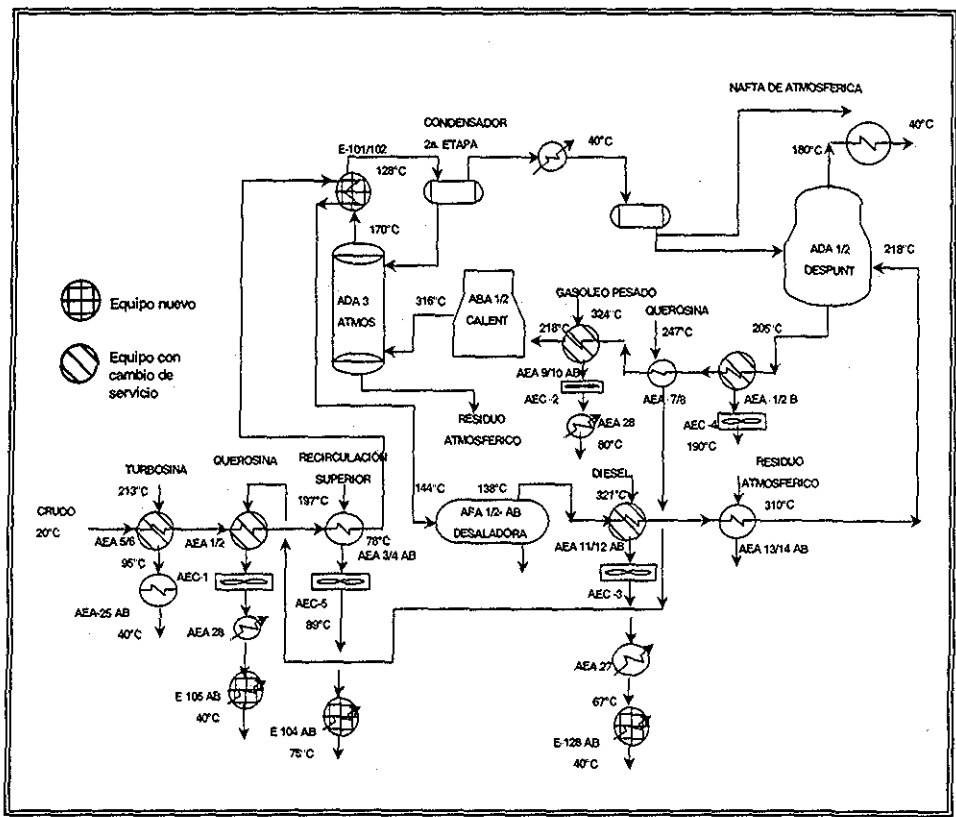


Figura XVIII. Alternativa 2 con un delta mínimo de 52°C

Las dos alternativas siguientes solo adicionan mayor área de transferencia de calor a los equipos nuevos y a los modificados en cambio de servicio

Dentro de la alternativa dos existe el problema del diseño de los nuevos equipos y el rediseño de las condiciones de los que presentan un cambio de servicio; estos pasos de modificación y diseño fueron resueltos junto con el IMP.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Tomando en cuenta que para las empresas comercialmente competitivas, los tiempos de recuperación de una inversión deben de estar alrededor de un año o año y medio, de lo contrario los niveles de competencia y calidad en productos darían como resultado que se saliese del mercado. Claro esta, que la industria de la refinación en México tiene un mercado cautivo nacionalmente hablando; aún así, se debe de observar que para poder crecer la industria de refinación debe de empezar a observar estándares de competitividad y producción que se acerquen más a los internacionales, recordando que la verdadera ganancia de la industria petrolera no se encuentra en vender el crudo, sino el de obtener productos con un valor agregado, los cuales serán vendidos a precios mayores si estos presentan calidad; de ahí que el analizar los consumos de energía en distintos puntos de un proceso permitiere minimizar los costos y maximizar las ganancias y por ende se podrá destinar mayores recursos a nuevos proyectos y rediseño de las actuales líneas de proceso, dando como resultado un mayor valor agregado a los productos obtenidos

4.2 Metodología de aplicación del punto de pliegue

Los resultados de las observaciones realizadas al aplicar el método del punto de pliegue, se pueden ordenar en forma de una metodología de análisis para sistemas de intercambio de calor de la siguiente manera:

- a) Análisis de las condiciones de operación actuales de los sistemas de intercambio de calor, se recopila la información de diseño contenida en los planos junto con las modificaciones más recientes; si no se tienen mediciones recientes del área de transferencia se deben de aplicar métodos de análisis con los datos de diseño
- b) Se debe de calcular la carga de calor Q (en W) por intercambiador de calor

- c) Calcular la media logarítmica de las diferencias de temperaturas y en su caso aplicar el factor de corrección a partir de figuras (anexo 1) disponibles en la literatura.
- d) El cociente: $[Q / \Delta T]$ debe ser calculado para cada configuración propuesta tomando en cuenta que la media logarítmica de la diferencia de temperaturas también se calculara sobre la base del tipo de intercambiador propuesto.
- e) Una vez establecidas las condiciones reales de operación de los intercambiadores de calor se debe proceder a realizar lo siguiente:
- Cálculo de costos de l equipo de transferencia de calor, debemos conocer lo que cuesta al proceso el uso de servicios de calentamiento y enfriamiento.
 - Aplicación de los conceptos del método del punto de pliegue, estableciendo las condiciones del sistema y los requerimientos del método
 - Simulación integral de los aspectos de rediseño, aquí se aplican los métodos algebraicos de resolución de ecuaciones no lineales y la aplicación de simuladores como el ASPEN PLUS y el HYSIM
 - Ajuste de los datos de campo si se obtienen simulaciones disparadas o no congruentes, como cruzamiento de las curvas de transferencia de calor
 - Reanálisis con el punto de pliegue de las diferentes alternativas.
 - Rediseño de la red y propuesta de alternativas extras
 - Evaluación económica de las alternativas

5. CONCLUSIONES

De acuerdo con el análisis de la información obtenida para este caso en particular se pueden obtener las siguientes conclusiones:

- 1 El objetivo de la tesis se cumplió al poder aplicar el método del punto de pliegue en un caso real como lo es el tren de precalentamiento del crudo de la planta primaria no. 2 de la refinería Miguel Hidalgo, en Tula Hgo
- 2 La aplicación del punto de pliegue plantea el rediseño del tren de precalentamiento analizado, dando como resultado una disminución del gradiente mínimo de intercambio de calor de **80.4 °C a 52 °C**.
- 3 El método resulta ser una metodología sistemática de análisis global del comportamiento del tren de precalentamiento analizado, con el cual se pudo hacer una evaluación de los ahorros económicos y energéticos. En lo económico se obtendrían ahorros de **dos millones de dólares al año**, en el caso de que las modificaciones se llevaran a cabo; junto con un ahorro de energía de **86,190.4 GJ** por hora, energía proveniente del combustible empleado para la generación de vapor y calentamiento del crudo, bombeo de agua y accionamiento de ventiladores para servicios de enfriamiento de corrientes provenientes del proceso de refinación.

4 El método reduce la prueba y error en el diseño conceptual de proceso y permite estudiar el posible rediseño, analizando las opciones de uso de la energía contra el uso de mayor área de transferencia de calor; una justificación particular de este problema lo representa el hecho que para una inversión de **5, 648, 850 dólares** norteamericanos en la aplicación de la alternativa dos se puede obtener un periodo de recuperación de la inversión en **2.42 años**; significando un aliciente para la aplicación de los resultados en el rediseño del proceso.

6. ANEXOS

ANEXO A TABLAS DE PROPIEDADES

TABLA A.I, PROPIEDADES PARA LA CORRIENTE DE CRUDO, OBTENIDAS A PARTIR DEL SIMULADOR HYSIM

CRUDO	FASE:		PRESION	VISCOSIDAD	COND. TÉRMICA	DENSIDAD	GCP
	V = VAPOR	L = LÍQUIDO LIGERO					
TEMPERATURA	FASE		PRESION	VISCOSIDAD	COND. TÉRMICA	DENSIDAD	GCP
°C	V, L, H		Pascal	kg/ms x10 ⁻³	Watt/m K	kg/m3	J/kg K
20	L		1961320	14.4619	0.146071	882.59947	1815.35312
40	L		1961320	8.8506	0.141571	867.39008	1901.18047
60	L		1961320	5.9754	0.137071	852.07016	1986.17048
80	L		1961320	3.7404	0.132399	836.60765	2070.32315
100	L		1961320	2.431	0.127726	820.96412	2154.05715
120	L		1961320	1.6846	0.122534	805.10112	2236.53514
140	L		1961320	1.224	0.116822	788.96738	2318.17579
160	L		1961320	0.9183	0.109553	772.49722	2398.9791
180	L		1961320	0.7129	0.102804	755.61053	2478.8264
200	L		1961320	0.5645	0.091900	738.21121	2557.6550.3
220	L		1961320	0.4577	0.082554	720.16148	2636.36499
240	L		1961320	0.3735	0.074247	701.23865	2714.23761

TABLA A.II, PROPIEDADES PARA LA CORRIENTE DE CRUDO DESPUNTADO, OBTENIDAS A PARTIR DEL SIMULADOR HYSIM

CRUDO DESPUNTADO	FASE	PRESION	VISCOSIDAD	COND. TÉRMICA	DENSIDAD	GCP
TEMPERATURA	V, L, H	Pascal	kg/ms x10 ⁻³	Watt/m K	kg/m3	J/kg K
200	L	490330	0.6852	0.10938	757.22695	2537.97754
209.0909	L	490330	0.6158	0.10540	749.55818	2573.14582
218.1818	L	490330	0.5579	0.10298	741.78848	2608.3141
227.2727	L	490330	0.5056	0.09900	733.90984	2643.06371
236.3636	L	490330	0.4596	0.09640	725.90785	2677.81332
245.4545	L	490330	0.4182	0.09259	717.84819	2712.56293
254.5454	L	490330	0.3829	0.09017	709.81897	2746.89387
263.6364	V L	490330	---	---	576.06318	2778.71279
272.7273	V L	490330	---	---	404.3416	2806.34501
281.8182	V L	490330	---	---	299.35933	2832.72122
290.9091	V L	490330	---	---	232.30602	2857.84142
300	V L	490330	---	---	187.01588	2881.70561

TABLA A.III, PROPIEDADES PARA LA CORRIENTE DE TURBOSINA, OBTENIDAS A PARTIR DEL SIMULADOR HYSIM

TURBOSINA						
TEMPERATURA	FASE	PRESION	VISCOSIDAD	COND TÉRMICA	DENSIDAD	GCP
°C	V L H	Pascal	kg/ms x10 ⁻³	Watt/m K	kg/m3	J/kg K
20	L	980660	1 4201	0.147456	830.22048	1817.86514
40	L	980660	1 0492	0.143129	814.59938	1909.55387
60	L	980660	0 08058	0.138629	798.76521	2001.2426
80	L	980660	0 6377	0.133956	782.68594	2092.51266
100	L	980660	0 5166	0.129456	766.3199	2182.94538
120	L	980660	0 4265	0.12461	749.62386	2273.3781
140	L	980660	0 3573	0.119938	732.53693	2363.81082
160	L	980660	0 303	0.114918	714.99182	2454.24354
180	L	980660	0 2594	0.109899	696.89884	2545.5136
200	L	980660	0 2238	0.104707	678.14582	2638.03967
220	L	980660	0 1942	0.099169	658.5806	2733.07776

TABLA A.IV, PROPIEDADES PARA LA CORRIENTE DE RECIRCULACIÓN SUPERIOR, OBTENIDAS A PARTIR DEL SIMULADOR HYSIM

RECIRCULACIÓN SUPERIOR						
TEMPERATURA	FASE	PRESION	VISCOSIDAD	COND TÉRMICA	DENSIDAD	GCP
°C	V L H	Pascal	kg/ms x10 ⁻³	Watt/m K	kg/m3	J/kg K
68	LH	12062118	---	---	820.40823	1822.05184
100 4	LH	12062118	---	---	806.09596	1905.78584
132 8	LH	12062118	---	---	791.59145	1989.51984
165 2	L	12062118	0 5842	0.131533	776.85145	2073.25384
197 6	L	12062118	0 4866	0.127380	761.84872	2156.56917
230	L	12062118	0 4111	0.123226	746.54802	2239.8845
262 4	L	12062118	0 3516	0.118899	730.90129	2323.19983
294 8	L	12062118	0 3036	0.114572	714.85245	2406.93383
327 2	L	12062118	0 2643	0.110073	698.32782	2491.50517
359 6	L	12062118	0 2314	0.105400	681.23768	2577.75119
392	L	12062118	0 2037	0.100554	663.46029	2665.67189

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

**TABLA A.V, PROPIEDADES PARA LA CORRIENTE DE GASÓLEO PESADO
PRIMARIO, OBTENIDAS A PARTIR DEL SIMULADOR HYSIM**

GOPP						
TEMPERATURA	FASE	PRESION	VISCOSIDAD	COND TÉRMICA	DENSIDAD	GCP
°C	V L H	Pascal	kg/ms x10 ⁻³	Watt/m K	kg/m3	J/kg K
150	L	980660	1 4043	0.14607	829.85362	2335.75993
160	L	980660	1 15	0.14434	822.44918	2374.27757
170	L	980660	0 9535	0.14244	815.01269	2411.95787
180	L	980660	0 7996	0.14053	807.54257	2449.63817
190	L	980660	0 6773	0.13863	800.03399	2487.31847
200	L	980660	0 5785	0.13655	792.48697	2524.16143
210	L	980660	0 4978	0.13465	784.8967	2561.00439
220	L	980660	0 4311	0.13274	777.26317	2597.84735
230	L	980660	0 3753	0.13067	769.58158	2633.85297
240	L	980660	0 3283	0.12859	761.84872	2669.85859
250	L	980660	0 2882	0.12651	754.0614	2705.44554
260	L	980660	0 2538	0.12444	746.21641	2741.03249
270	L	980660	0 224	0.12236	738.30733	2776.20077
280	L	980660	0 198	0.12028	730.33258	2811.36905
290	L	980660	0 1752	0.11803	722.28413	2846.11866
300	L	980660	0 1549	0.11596	714.15878	2880.4496
310	L	980660	0 1372	0.11371	705.95014	2914.78054
320	L	980660	0 1226	0.11146	697.65017	2948.69281
330	L	980660	0 1069	0.10903	689.25249	2983.02375

TABLA A.VI, PROPIEDADES PARA LA CORRIENTE DE KEROSINA, OBTENIDAS A PARTIR DEL SIMULADOR HYSIM

KEROSINA						
TEMPERATURA	FASE	PRESION	VISCOSIDAD	COND TÉRMICA	DENSIDAD	GCP
°C	V L H	Pascal	kg/ms x10 ⁻³	Watt/m K	kg/m3	J/kg K
100	L	980660	0 7443	0.13621	788.63737	2175.40932
110	L	980660	0 6637	0.13396	780.72509	2218.951
120	L	980660	0 5952	0.13171	772.74873	2262.07401
130	L	980660	0 5365	0.12946	764.70188	2305.61569
140	L	980660	0 4857	0.12721	756.57974	2348.32003
150	L	980660	0 4415	0.12478	748.3743	2391.44304
160	L	980660	0 4028	0.12253	740.08395	2434.14738
170	L	980660	0 3687	0.12011	731.69748	2476.85172
180	L	980660	0 3384	0.11769	723.20848	2519.55606
190	L	980660	0 3115	0.11526	714.60734	2562.67907
200	L	980660	0 2873	0.11284	705.88766	2605.38341
210	L	980660	0 2656	0.11025	697.03501	2648.08775
220	L	980660	0 246	0.10765	688.03817	26912107.6
230	L	980660	0 2282	0.10505	678.88274	2734.75244
240	L	980660	0 212	0.10246	669.5543	2778.29412
250	L	980660	0 1971	0.09969	660.03361	2822.67314

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

TABLA A.VII, PROPIEDADES PARA LA CORRIENTE DE LA RECIRCULACIÓN INFERIOR, OBTENIDAS A PARTIR DEL SIMULADOR HYSIM

	FASE:					
RECIRCULACIÓN INFERIOR	V = VAPOR	L = LIQUIDO LIGERO		H = LIQUIDO PESADO		
TEMPERATURA	FASE	PRESION	VISCOSIDAD	COND TÉRMICA	DENSIDAD	GCP
°C	V L H	Pascal	kg/ms x10 ⁻³	Watt/m K	kg/m ³	J/kg K
212	L	896324	0 9609	0.139148	801.58	2172.47863
232 5333	L	896324	0 8270	0.136725	792.73	2221.04435
253 0667	L	896324	0 7183	0.134302	783.79	2269.1914
273 6	L	896324	0 6290	0.131706	774.78	2329.89855
294 1333	L	896324	0 5547	0.129283	765.68	2365.4855
314 6667	L	896324	0 4923	0.126687	756.48	2413.21388
335 2	L	896324	0 4392	0.124091	747.18	2460.52359
355 7333	L	896324	0 3937	0.121322	737.77	2508.25197
376 2667	L	896324	0 3544	0 117861	728 23	2555 56188
396 8	L	896324	0 3203	0.115957	718.56	2602.45272
417 3333	L	896324	0 2904	0.113015	708.75	2649.76243
437 8667	L	896324	0 2640	0.110246	698.77	2736.42712
458 4	L	896324	0 2197	0.107303	688.61	2792.5289
479 9733	L	896324	0 2009	0.104361	678.24	2840.67595

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

TABLA A.VIII, PROPIEDADES PARA LA CORRIENTE DE RESIDUO ATMOSFERICO, OBTENIDAS A PARTIR DEL SIMULADOR HYSIM

RESIDUO ATMOSFERICO						
TEMPERATURA °C	FASE V L H	PRESION Pascal	VISCOSIDAD kg/ms x10 ³	COND TÉRMICA Wat/m K	DENSIDAD kg/m3	GCP J/kg K
240	L	2282178.8	41 9054	0.16078	903.75228	2162.43055
260	L	2282178.8	26 8022	0.15905	895.87364	2204.71622
280	L	2282178.8	17 7067	0.15715	887.97578	2246.58322
300	L	2282178.8	12 0288	0.15524	880.0571	2288.03155
320	L	2282178.8	8 3724	0.15351	872.11598	2329.47988
340	L	2282178.8	5 953	0.16874	864.15084	2370.09087
360	L	2282178.8	4 3133	0.14953	856.16167	2410.28319
380	L	2282178.8	3 1782	0.14763	848.14366	2450.47551
400	L	2282178.8	2 3774	0.14572	840.09841	2489.83049
420	L	2282178.8	1 8026	0.14365	832.02273	2528.7668
440	L	2282178.8	1 3837	0.14157	823.91501	2567.70311
460	L	2282178.8	1 0741	0.13967	815.77364	2605.80208
480	L	2282178.8	0 8424	0.13759	807.59383	2643.48238
500	L	2282178.8	0 6668	0.13534	799.37557	2680.74401
520	L	2282178.8	0 5324	1.33264	791.11566	2718.00564
540	L	2282178.8	0 4285	0.13119	782.81089	2754.42993
560	L	2282178.8	0 3474	0.12894	774.45646	2790.43555
580	L	2282178.8	0 2836	0.12669	766.05237	2826.0225
600	L	2282178.8	0 2329	0.12444	757.59061	2861.19078

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

TABLA A.IX, PROPIEDADES PARA LA CORRIENTE DE DIESEL, OBTENIDAS A PARTIR DEL SIMULADOR HYSIM

DIESEL						
TEMPERATURA	FASE	PRESION	VISCOSIDAD	COND TÈRMICA	DENSIDAD	GCP
°C	V L H	Pascal	kg/ms x10 ⁻³	Wat/m K	kg/m3	J/kg K
240	L	1054904.4	1 4356	0.138802	803.41742	2231.92977
260	L	1054904.4	1 2536	0.136379	794.87235	2277.98347
280	L	1054904.4	1 1047	0.134129	786.2648	2323.6185
300	L	1054904.4	0 981	0.131706	777.58517	2369.25353
320	L	1054904.4	0 8771	0.129283	768.83024	2414.88856
340	L	1054904.4	0 7887	0.126860	759.992	2459.68625
360	L	1054904.4	0 713	0.124264	751.06566	2504.90261
380	L	1054904.4	0 6474	0.121841	742.0432	2549.28163
400	L	1054904.4	0 5903	0.119245	732.9166	2594.07932
420	L	1054904.4	0 5401	0.116476	723.67466	2638.45834
440	L	1054904.4	0 4958	0.113880	714.30777	2682.41869
460	L	1054904.4	0 4564	0.112842	704.8031	2726.79771
480	L	1054904.4	0 4213	0.108342	695.14945	2771.17673
500	L	1054904.4	0 3897	0.105573	685.33079	2815.13708
520	L	1054904.4	0 3612	0.102631	675.3263	2859.93477
540	L	1054904.4	0 3354	0.099515	665.11836	2904.73246
560	L	1054904.4	0 3119	0.096573	654.67973	2949.94882

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

TABLA A.X, PROPIEDADES PARA LA CORRIENTE DE GASÓLEO LIGERO PRIMARIO, OBTENIDAS A PARTIR DEL SIMULADOR HYSIM

GOLP						
TEMPERATURA	FASE	PREISION	VISCOSIDAD	COND TÉRMICA	DENSIDAD	GCP
°C	V L H	Pascal	kg/ms x10 ³	Watt/m K	kg/m3	J/kg K
100	L	980660	1 4515	0.144340	822.01183	2164.5239
110	L	980660	1 2257	0.142264	814.47602	2205.97223
120	L	980660	1 0465	0.140187	806.89696	2247.42056
130	L	980660	0 9021	0.138110	799.27144	2288.45022
410	L	980660	0 7842	0.136033	791.59786	2329.06121
150	L	980660	0 6869	0.133956	783.87302	2369.6722
160	L	980660	0 6058	0.131879	776.0905	2410.28319
170	L	980660	0 5371	0.129803	768.25031	2450.47551
180	L	980660	0 4788	0.127553	760.34605	2490.24916
190	L	980660	0 4287	0.125476	752.37289	2530.02281
200	L	980660	0 3855	0.123226	744.32605	2569.79646
210	L	980660	0 3479	0.120976	736.2007	2609.15144
220	L	980660	0 3149	0.118726	727.98885	2648.50642
230	L	980660	0 2859	0.116303	719.68568	2687.44273
240	L	980660	0 2602	0.114053	711.2848	2726.37904
250	L	980660	0 2373	0 111630	702 77497	2765 7 3402
260	L	980660	0 2168	0 109207	694 1482	2804 6 7033
270	L	980660	0 1984	0 106784	685 39327	2843 6 0664
280	L	980660	0 1817	0 104361	676 50057	2882 9 6162

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

TABLA A.XI REFINERIA MIGUEL HIDALGO CARACTERISTICAS DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO, PLANTA PRIMARIA No. 2

EQUIPO	TAMAÑO	AREA		ARREGLO		TIPO	P		T		DISEÑO					TUBOS					CORAZA		BAFLES	
		CROSS	EFF	S	P		Pascal	° C	CORAZA	TUBOS	No. de tubos	G.D. INCHES	BGW	LONGITUD m	ARREGLO	I.D. m	Nº	ESPACIO m	CUT %					
																				ARREGLO	ARREGLO	ARREGLO	ARREGLO	ARREGLO
AEA 1/2, A/B	48" x 240 in	961.14	909.12	2	1	AES	1172116	3240556	243.33	65.56	988	1	12	6.096	1 1/4" SQUARE	2.592	20	0.54	16					
AEA 3/4, A/D	42" x 240 in	1385.32	1316.2	2	12	AES	1103168	3240556	215.56	104.44	712	1	12	6.096	1 1/4" SQUARE	2.268	22	0.486	15					
AEA 5/6	50" x 240 in	503.89	471.56	1	1	AES	1137642	3240556	360.00	123.89	1036	1	12	6.096	1 1/4" SQUARE	2.7	18	0.5805	15.8					
AEA 7/8	42" x 240 in	352.09	333.60	1	1	AES	1241064	3240556	301.67	137.78	724	1	12	6.096	1 1/4" SQUARE	2.268	24	0.45225	16.5					
AEA 9/10	42" x 240 in	733.54	694.33	2	1	AES	1344486	3240556	343.33	148.89	754	1	12	6.096	1 1/4" SQUARE	2.268	2218	0.50625	16.5					
AEA 11/12	50" x 240 in	97.08	907.63	2	1	AES	930798	3240556	296.11	179.44	998	1	12	6.096	1 1/4" SQUARE	2.7	20	0.50625	15.7					
AEA 13/14	50" x 240 in	97.08	907.63	2	1	AES	930798	3240556	296.11	179.44	998	1	12	6.096	1 1/4" SQUARE	2.7	20	0.50625	15.7					
AEA 15/16	50" x 192 in	479.83	462.08	1	1	AES	517110	586058	171.11	65.56	1644	3/4	16	4.8768	1" SQUARE	2.7	6	1.2015	29					
AEA 18/19	34" x 192 in	400.40	378.29	2	1	AES	2413180	2585550	162.78	179.44	686	3/4	16	4.8768	1" SQUARE	1.836	21	0.38772	16					
AEA 20/21	32" x 192 in	337.32	324.59	2	1	AES	758428	2585550	65.56	179.44	578	3/4	16	4.8768	1" SQUARE	1.728	9	0.58725	31.5					
AEA 25 A/B	42" x 142 in	696.75	666.65	2	1	AES	1172116	758428	160.00	65.56	1194	3/4	16	4.8768	1" SQUARE	2.268	18	0.46872	16					
AEA 26 A/B	32" x 192 in	329.24	306.94	2	1	AES	1241064	758428	146.11	65.56	564	3/4	16	4.8768	1" SQUARE	1.728	26	0.31698	16					
AEA 27	36" x 196 in	220.64	211.16	1	1	AES	1344486	758428	168.33	65.56	756	3/4	16	4.8768	1" SQUARE	1.944	18	0.46575	16.5					
AEA 28	26" x 192 in	115.57	109.81	1	1	AES	723954	758428	148.89	65.56	396	3/4	16	4.8768	1" SQUARE	1.404	25	0.297	16.8					
AEA 30/31	26" x 192 in	111.48	107.58	1	1	AES	351584	2413180	162.78	129.44	382	3/4	16	4.8768	1" SQUARE	1.404	8	1.16775	45					
AEA 32 A/B	26" x 192 in	231.14	221.10	2	1	AES	1241064	758428	65.56	65.56	396	3/4	16	4.8768	1" SQUARE	1.404	22	0.378	20					

TESIS CON
UNIVERSIDAD NACIONAL

ANEXO B. DESCRIPCIÓN DEL PROGRAMA PINCH EXPRESS

El Pinch Express es un programa computacional de optimización de procesos químicos, como la refinación de petróleo, tiene como objetivo principal aplicar los conceptos del método del punto de pliegue para optimizar las redes de intercambio de calor de una planta industrial. Su propósito fundamental es apoyar la solución de problemas de diseño o rediseño de procesos utilizando la filosofía de ahorro de energía y de capital utilizados. En este programa existe una comunicación constante con el usuario, el cual va delimitando las variables del proceso, el actual fue desarrollado por Linnhoff March^{b1}

En el caso de estudio, correspondiente al tren de precalentamiento de crudo, el programa puede generar un diagrama de flujo simplificado del proceso, se cuenta con una sección denominada PRO/II, que es un simulador de procesos químicos, en ésta se puede construir un diagrama de flujo (figura B1) registrando los datos de cada corriente y equipo involucrado en el proceso a estudiar (cambiadores de calor, desaladora, hornos, etc), como: temperatura, viscosidad, presión, capacidad calorífica, etc

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

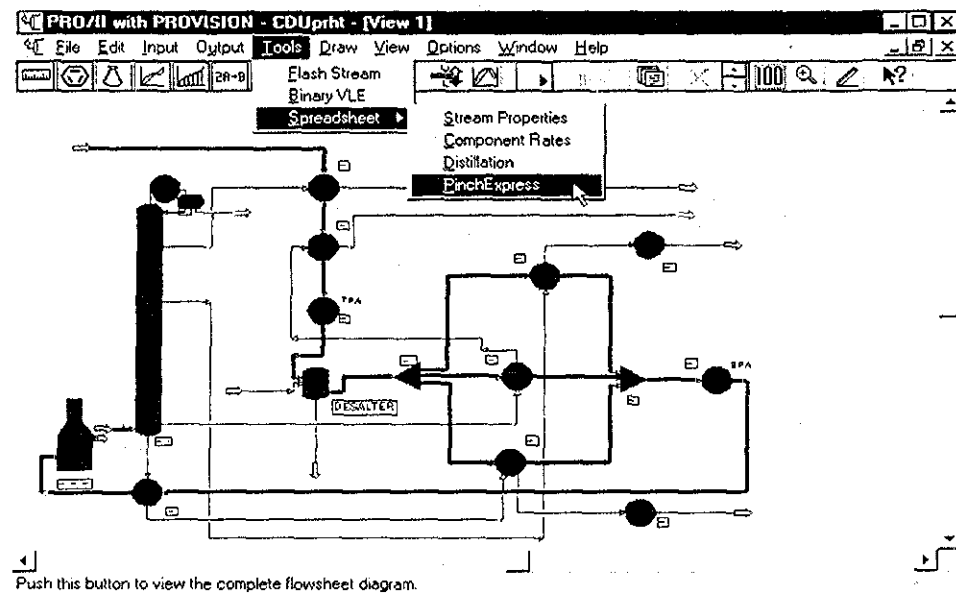


Figura B1. Diagrama de flujo de un tren de precalentamiento de crudo.

^{b1} Linnhoff March Targeting House Gadbrook Park Northwich Cheshire CW9 7UZ Tel: +44 (0)1606 815100 Fax: +44 (0)1606 815151 Email: info@linhoffmarch.com Internet: <http://www.linnhoffmarch.com>

Por otro lado se cuenta con una interface que puede enlazarse automáticamente con otro tipo de simuladores de procesos químicos (PRO/II, HYSIM, ASPEN PLUS, CHEMCAD, etc), de esa manera extraerá los datos requeridos para los cálculos necesarios y encontrar el punto de pliegue, junto con posibles ahorros de energía en el tren de precalentamiento

ANÁLISIS INICIAL

Para iniciar los análisis de los requerimientos de energía de la planta el programa puede seguir dos rutas de recolección de datos una es acezando a la información ya desarrollada por algún simulador externo o interno al programa, desde una opción del menú de herramientas del PINCH EXPRESS, y la otra es en forma manual

Si se cuenta con el sistema de simulación se crea una comunicación directa entre los programas iniciando con las siguientes tareas:

- 1 Extrae los datos del proceso del simulador, reconociendo las operaciones de cambio de calor y flujo de diferentes corrientes, incluyendo los datos de servicios de calentamiento y enfriamiento requeridos por el proceso.
2. Solicita la diferencia de temperatura mínima, entre las corrientes calientes y frías involucradas en el tren de precalentamiento, pidiendo que sea introducida por el usuario.
- 3 Automáticamente determina los servicios de calentamiento y las necesidades de enfriamiento mínimas del proceso, de esa forma el usuario puede determinar si se requerirán otros servicios de calentamiento o enfriamiento

Como se puede observar en la figura B2, el programa genera una tabla de ahorros potenciales económicos, que en este ejemplo es de alrededor del 26% de los costos involucrados en el tren de precalentamiento (servicios de enfriamiento y calentamiento)

También se construye la gráfica de las curvas globales frías y calientes (Balanced Composite), junto con un diagrama de la red (Network Design) del tren de precalentamiento Además de indicar con una gráfica de barras (Energy Penalties) el número del intercambiador que viola el principio de: "no cruzar el punto de pliegue".

En esta tabla se observa la cantidad de energía que cruza al punto de pliegue, asociada al intercambiador involucrado en la transferencia de calor

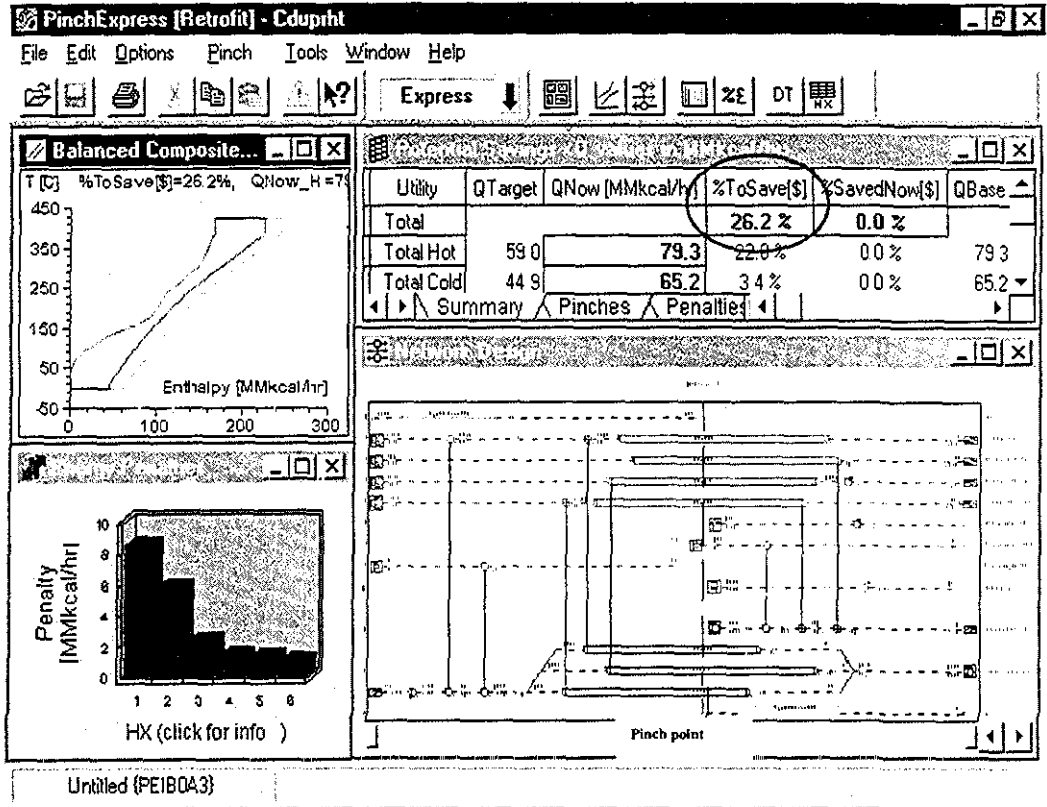


Figura B2. Resultado del análisis inicial.

REGISTRO MANUAL DE DATOS

Por otro lado el programa tiene la opción de cargar los datos del tren de precalentamiento en forma manual, esto es en el caso de no contar con un diagrama de flujo y datos más complejos para trabajar con un simulador de procesos químicos

Dentro del menú de ejecución del PINCH EXPRESS, existe la opción de "Select a View", este botón da la posibilidad de registrar los datos del tren de precalentamiento que se requieren para aplicar el punto de pliegue (figura B3).



Figura B3. Botón de cambio a "registro manual de datos" (MANUAL)

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

ESTA TESIS NO SALE DE LA BIBLIOTECA

Los datos del tren de precalentamiento se registran en forma de una tabla, con la información de cada cambiador de calor, la información se ordena de corriente a corriente (figura B4), por ejemplo los seis primeros renglones describen a los intercambiadores y a la desaladora, en un arreglo que comprende desde el inicio hasta el final del recorrido del tren de precalentamiento.

Flowsheet Data: Heat Exchangers, Splitte									
Branch Name		UpStm	DownStm	Flow	Exchanger	TS	TT	dH	Utility
						C	C	MMkcal/hr	
Feed_TO_DESALTER				1	E1	10	19 52628	3 014369	
					E2	19 52628	29 05255	3 07796	
					E3	29 05257	44 97628	5 286998	
					E3	44 97628	60 69999	5 464691	
					E3	60 9	94 22456	12 01135	
					E3	94 22456	127 5491	12 78959	
DESALTER_TO_Product		SP1	SP1	1		127 54	127 54		
Branch_11		SP1	M1	0.37037	E5	127 54	156 2682	4 336792	
Branch_13		SP1	M1	0.407407	E6	127 54	156 2682	4 770472	
Branch_14		SP1	M1	0.222223	E4	156 2682	183 1771	4 687829	
Branch_12		M1		1	E7	127 54	156 2682	2 802087	
					E7	156 2682	184 9861	2 728913	
					E7	183 5791	184 9964	0 6060498	
					E7	184 9964	206 3252	9 491236	
					E7	206 3252	229 0336	11 39546	
					E8	229 0336	229 0393	3 254649E C	
					E8	229 0393	237 756	4 931323	
					E8	237 756	246 4783	5 156613	
					E8	246 4783	255 2007	5 365815	
					FURNACE	255 2007	255 2061	3 25129E 0C	
					FURNACE	255 2061	298 4659	26 02585	
					FURNACE	298 4659	385 0015	53 31673	
CDU_TO_Product				1	E8	384 3669	339 8691	7 962042	

Figura B4. Tabla de registro de datos en forma manual.

El propósito de este arreglo, es definir la conexión de las corrientes así como sus temperaturas de entrada (TS) y salida (TT) y las cargas térmicas (dH) de estas corrientes. Cabe señalar que esta tabla se genera automáticamente en el caso de contar con la información integrada a un simulador de procesos, cosa que en el trabajo de tesis se capturó la información en forma manual

REDISEÑO DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO

De aquí en adelante comienza una interacción constante con el usuario, de tal forma que el programa calcula automáticamente los balances de masa y energía del sistema total cada vez que se modifica el patrón de flujo de las corrientes. De esa manera se generan diferentes opciones de la red de intercambio de calor, junto con varias diferencias de temperatura mínimas. Del lado económico se deben de introducir los

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

costos de los servicios de enfriamiento y calentamiento, junto con la elección de un método que evalúe costos del área requerida para la transferencia de calor, que para el caso del problema de este trabajo corresponde al método modular de K Guthrie

Dentro del análisis inicial el programa detecta a los intercambiadores de calor que cruzan al punto de pliegue, estos intercambiadores serán los primeros objetivos del rediseño del tren de precalentamiento

Lo siguiente dentro de la secuencia del programa es la reconfiguración de la red de cambio de calor, lo cual se logra al realizar ajustes de conexión entre intercambiadores, también se genera la red de intercambio de calor (figura B5), en la cual se puede observar el flujo de corrientes de proceso y los intercambiadores de calor involucrados, sobre esta red se eligen directamente los nuevos patrones de flujo y las modificaciones se evalúan automáticamente dentro del proceso de cálculo de balance de masa y energía

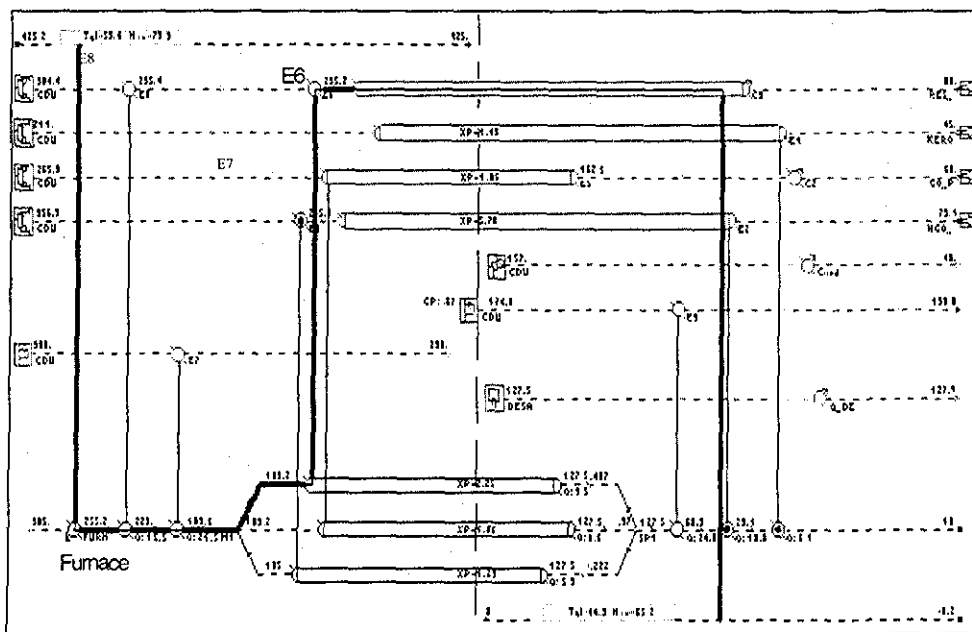


Figura B5. Diagrama de la red de intercambio de calor

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

HERRAMIENTAS DE DISEÑO

Todos los cálculos del programa son realizados con una ventana llamada **Flexible Design Tool** (figura B6), que es una hoja de cálculo, que resuelve el sistema de ecuaciones correspondientes a balances de masa y energía de la red de intercambio de calor, además de realizar diferentes tareas, que incluyen el remplazo de intercambiadores de calor y estructuras que dividen o mezclan corrientes del proceso que se realizan directamente sobre la red generada (figura B5).

Flexible Design Tool									
	HX	Duty		Temperatures [C]				DT	
		State	Mkcal/h	State	In	State	Out		
4	E5	S	8.5985	S	265.91	C	162.49	34.94	
				UL	127.55	DL	183.19		
5	E6	S	9.4583	S	295.37	DL	235.15	107.6	
				UL	127.55	DL	183.19		
6	E4	S	5.331	S	356.33	C	275.08	147.5	
				UL	127.55	DL	185		
7	E7	S	21.498	S	308.01	C	238.01	54.42	
				UL	183.59	DL	229.05		
8	E8	S	15.477	S	384.37	DL	295.37	66.33	
				UL	229.05	DL	255.21		
9	FURNACE	S	79.343						
				UL	255.21	C	385.01		
10	C3	S	20.596	UL	235.15	C	80		

	Split	Temperature		Flow Fractions			
		State	[C]	State	In	State	Out
1	SP1	S	127.5	S	1		
						C	0.37 [1:
						C	0.407 [1:
						C	0.222 [1:

	Mix	IsoT.	Temperatures [C]			FI of
			State	Out	State	
1	M1	No	DL	183.59		
					C	183.2 [0.3
					S	183.2 [0.4
					S	185 [0

AutoCalc Cgic Reset Double click on this panel for information on how the solution was calculated.

Figura B6. Tabla de cálculo llamada "Flexible Design Tool".

Esta hoja de cálculo ("Flexible Design Tools") es la herramienta principal y tiene las siguientes características:

- 1 Resuelve los balances de energía, al realizar los cálculos de las cargas térmicas que maneja cada intercambiador de calor, además, permite modificar las temperaturas de entrada y salida a éstos y por ende resuelve el balance de energía y especifica los flujos de las corrientes de los siguientes cambiadores dentro de la red.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

2. Trabaja como una hoja de calculo, por lo tanto, resolverá los balances de masa y energía dentro de sus posibilidades, en caso de que no pueda calcular algún parámetro aparecerá el signo "?"; por otro lado si existe un conflicto de cruzamiento de temperaturas en un cambiador de calor se desplegará un mensaje de error, es aquí donde el manejo de los conceptos del punto de pliegue representan un papel importante, ya que con ellos se podrán analizar los resultados de los cálculos
3. Existen celdas en color blanco, estos son datos que pueden modificarse y cada uno de ellos viene precedido por una columna de "State", la cual define la forma en que se introdujo el dato:
 - S** - significa que el valor se introdujo manualmente por el usuario
 - C** - el valor se calculó a partir de otro dato dentro de la información proporcionada
 - UL** o **DL** - significa que la temperatura modificada en el equipo involucrado será automáticamente ligada a los cálculos de las cargas térmicas del equipo que la antecede y el que le sigue que le sigue

Con la información obtenida se pueden modificar las cargas a lo largo del calentamiento del crudo, es importante especificar las nuevas condiciones de los intercambiadores que serán modificados, esto se logra al seguir las siguientes recomendaciones:

- 1 Mantener la diferencia de temperaturas de los intercambiadores tan cerca del delta T mínimo elegido. Esto se recomienda cuando se llevaran cambios en forma global en el tren de precalentamiento, ya que se modificarán los patrones de flujo, calentamiento y enfriamiento de todo el sistema, por lo que si existiera una diferencia grande entre estas diferencias de temperatura redundaría en mayor uso de energía para enfriamiento o calentamiento.
- 2 Elegir un delta T mínimo, que sea menor al delta T mínimo del diseño original, de tal suerte que se puedan obtener mayores ahorros al realizar cambios más profundos en el sistema de precalentamiento, esto se vera beneficiado por un análisis inicial de costos de diferentes deltas T mínimos y sus costos por área de transferencia requerida

Las modificaciones a la red se identifican inmediatamente, ya que se genera un diagrama en red (figura B7) con las nuevas modificaciones realizadas tanto en la red original, como en la herramienta de cálculo (Flexible Design Tool)

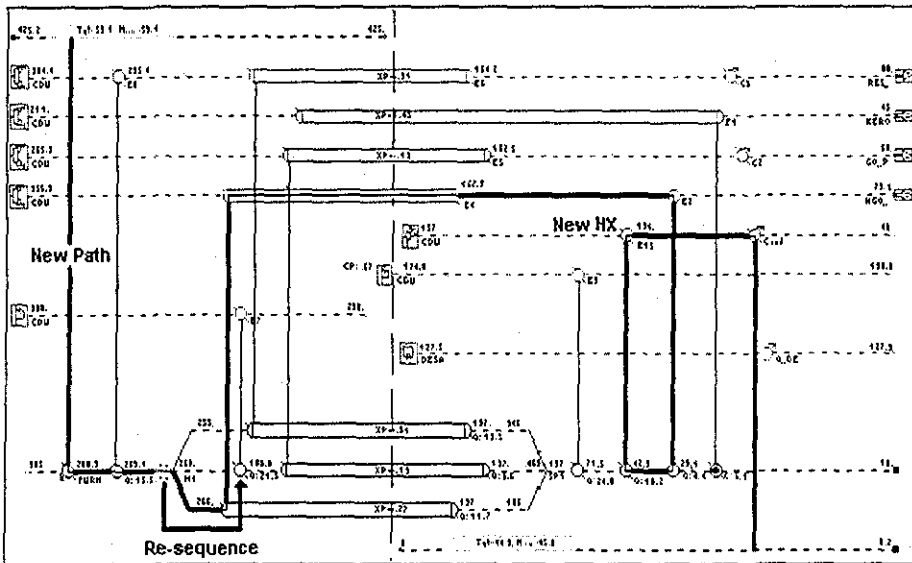


Figura B7. Colocación de un nuevo patrón de flujo recalculando toda la red.

Las modificaciones se analizan constantemente dentro del programa para identificar problemas de cruzamiento del punto de pliegue, al final de una serie de modificaciones se generará el arreglo final del tren de precalentamiento, el cual va ligado a las restricciones de costos de área de transferencia de calor y servicios de calentamiento y enfriamiento

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

7. BIBLIOGRAFÍA.

Ambríz, J Administración y Ahorro de Energía, libros de texto UAM Iztapalapa 1986

Arriola, A. Optimización Energética de una Red de Intercambio Térmico por el Método del Punto de Plieque (Pinch Point). Instituto Mexicano del Petróleo

Arriola, A y Gutiérrez González Edgardo El análisis de plieque (pinch analysis) una técnica de integración energética de proceso. Boletín del Instituto de Investigaciones Eléctricas, julio - agosto de 1996

Bazúa, E Bases termodinámicas para el uso Eficiente de la Energía. Diplomado de Ahorro y Uso Eficiente de la Energía Facultad de Química UNAM México. 1992

Briones, V. Curso de Síntesis de Redes de Intercambio de Calor 1992

Dhole, V. R., and B. Linnhoff, "Total Site Targets for Fuel, Co-generation, emissions, and Cooling", Comp & Chem. Eng , 17 suppl pp. s101-s109 (1993)

Fraas, A Heat Exchanger Design. A Wiley-Interscience Publication USA 1988

Kenney, W F. Energy Conservation in the Process Industries Academic Press, Inc USA 1984

Linnhoff B, D.W. Townsend, D Boland, G F Hewitt, B E A Thomas, A R.Guy, and R.H Marsland, User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy, IChemE, Rugby, U K (1982)

Linnhoff, B y Hindmarh, E. The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks Chem Eng Sc Vol. 38 No 5 1983

Osorio, Bonilla Marco A , Y otros. Cuarto Foro de Avances de la Industria de la Refinación Instituto Mexicano del Petróleo México 1998

Smith, R., and B. Linnhoff, "The Design of Separators in the Context of Overall

Processes", Chem Eng Res & Des , 66, pp. 195-228 (May 1988).

Snoeck, m La industria de Refinación en México. El colegio de México, México, D F., 1989.

Tjoe, T. N , and B Linnhoff, Using Pinch Technology for Process Retrofit, Chem Eng , pp 47-60 (Apr. 28, 1986).

Umeda, T , Niida K. y Shiroko K. A Thermodynamic Approach to the Heat Integration in Distillation Systems Chem Eng , (1988)