

## Análisis Pinch. Diseño vs Rediseño.

**Autores:** Muñoz Batista, Mario Jesús<sup>1a</sup>; Perez González, Alain<sup>2a</sup>  
a Dpto. Ing. Química, Instituto. Sup. Pol. José A. Echeverría, CUJAE, Ciudad de la Habana, Cuba

1 jmunoz@quimica.cujae.edu.cu, 2 alains@quimica.cujae.edu.cu

### Resumen

El diseño de las redes de intercambio de calor es una tarea casi obligada para muchos ingenieros en un amplio número de industrias. El Análisis *Pinch* está formado por un conjunto de herramientas que permiten diseñar redes de intercambio para garantizar un uso eficiente de la energía dentro de las industrias de procesos; sin embargo, rediseñar una red en operación siguiendo el mismo procedimiento para cuando se diseña puede conducir a resultados poco satisfactorios, sobretodo porque se está desechando un área de intercambio por la que se ha pagado.

En este trabajo se explican las bases conceptuales, así como las semejanzas y diferencias entre las metodologías recomendadas para abordar proyectos de diseño y de rediseño; haciendo uso de las herramientas del Análisis *Pinch*. Estas estrategias son aplicadas a una refinería de petróleo cubana y como resultado se obtienen dos variantes de solución. La primera sigue el procedimiento clásico de diseño de una red de intercambio de calor, mientras que para el rediseño de la red se utiliza el concepto de eficiencia de área de intercambio propuesto por Tjoe y Linnhoff. A este segundo enfoque se le agrega una etapa donde se aplican técnicas de optimización, lo que permite eliminar la aleatoriedad durante la búsqueda de las mejores variantes de rediseño. La alternativa seleccionada es evaluada teniendo en cuenta criterios técnicos, económicos y medioambientales.

### Abstract

The design of the heat exchanger networks is a task almost forced for many process engineers. These projects are very important in a wide number of industries. The Pinch Analysis includes a group of tools that allow to design exchanger networks. The objective is to guarantee an efficient use of the energy inside the process industries. However, to retrofit a network in operation following the same procedure for when it is designed, it can cause bad results, because the paid exchange area gets lost. In this paper the conceptual bases are explained, as well as the similarities and differences among the methodologies recommended to approach design and retrofit projects. These strategies are applied to a Cuban refinery of petroleum and two alternatives are obtained. The first one follows the classic procedure of design of a heat exchanger networks and to retrofit the network the used method it is the proposed by Tjoe and Linnhoff. In this method, techniques of optimization are used what allows to eliminate the randomness during the search of the best variants of retrofit. The selected alternative is evaluated keeping in mind technical, economic and environmental approaches.

## Introducción

Uno de los problemas actuales de gran parte de la industria cubana son los altos consumos de energía. La industria de refinación de petróleo en Cuba no ha estado exenta de estos problemas y hoy día está afectada entre otras razones por equipamiento instalado e instrumentación obsoleta; pérdida de la disciplina tecnológica y operacional de las plantas entre otros factores.

En las refinerías de petróleo, el crudo para ser separado en sus componentes de utilidad práctica en las columnas de destilación debe ser precalentado, reduciendo de esta manera los consumos de energía en los equipos de separación. Un buen diseño de la red de precalentamiento del crudo se traduce en una elevada economía de combustible, teniendo en cuenta que por lo común suministra alrededor del 50 % del calor total que requiere el petróleo crudo para su destilación en la etapa atmosférica.

Con el objetivo de aumentar la eficiencia energética en las redes de intercambio de energía se han desarrollado diferentes métodos y técnicas. Los más antiguos, conocidos como métodos tradicionales, aun hoy en día son empleados en muchas de las redes de intercambio de plantas cubanas. Estos buscan la optimización de la red a través de un proceso de tanteo y error obteniendo diseños con posibilidades reales de mejoramiento.

Un método más moderno es el Análisis *Pinch* (*AP*), el que se basa en los principios Primero y Segundo de la Termodinámica.

El *AP* surgió como respuesta a la llamada “crisis energética” de los años 70 gracias a los trabajos pioneros de Hammad y Linnhoff, siendo este último quien lograra el mérito de llevar el estudio a nivel de aplicación industrial bajo la denominación de Tecnología *Pinch* a comienzos de los años 80.

Su principal objetivo es la integración energética enfocada entre otros temas al diseño de redes de intercambio de calor. Sin embargo años más tarde surgen y se desarrollan metodologías específicamente obtenidas para enfrentarse a un problema que sin lugar a dudas es una tarea distinta: el rediseño de redes de intercambio.

Debido a esto, a las herramientas, principios y leyes básicas del *AP* introducidas por Linnhoff, se han sumando importantes variaciones desarrolladas por prestigiosos investigadores. Uno de los grandes aportes en este sentido fue el de Tjoe en el año

1986, lo que abrió el camino y marcó pautas para enfrentarse al rediseño de redes de intercambio de calor. La importancia de estos métodos está dada por las grandes ventajas económicas que aporta, las que conjugadas con las mejoras técnicas y disminución de emisiones contaminantes hacen que estos proyectos resulten atractivos.

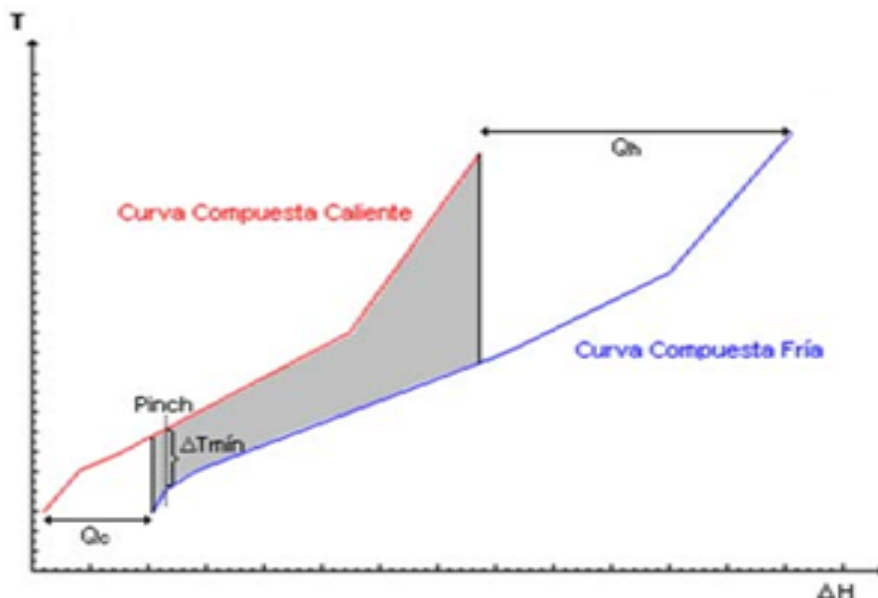
En este trabajo se pretende demostrar las diferencias entre la tarea del diseño y rediseño, aplicadas ambas a la red de precalentamiento de crudo de la unidad de destilación de una refinería de petróleo cubana.

## Métodos

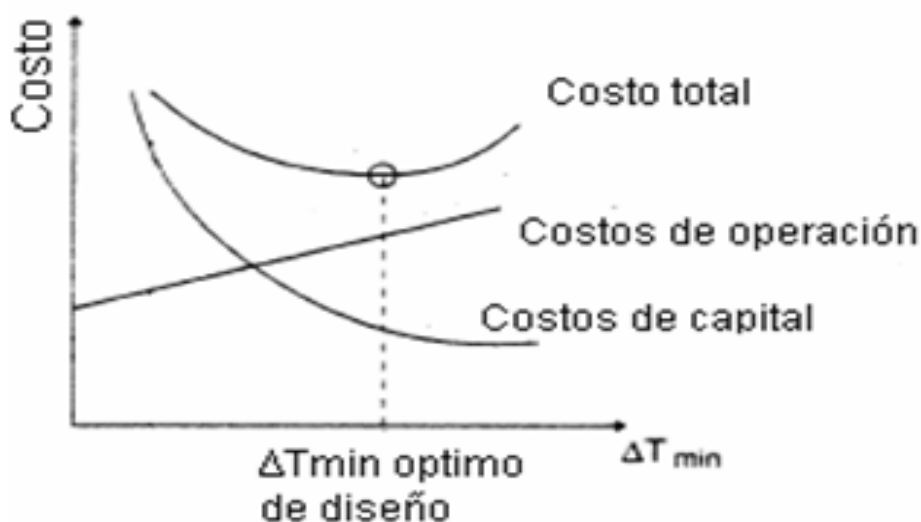
### Diseño de redes de intercambio de calor.

El método de diseño *Pinch* parte de conocer las cantidades mínimas de utilidades que requiere una red de máxima recuperación energética, las que se obtienen usando una herramienta llamada Curvas Compuestas (*CC*). Esta herramienta es muy útil para visualizar el problema pero no como método de cálculo, ya que se basa en construcciones gráficas y poco precisas. Existe un método no gráfico para fijar los objetivos de energía denominado Algoritmo de la Tabla del Problema. La información que se obtiene es similar a la de las *CC* con la ventaja de que los resultados son exactos.

En la Figura 1 están representadas las Curvas Compuestas Caliente y Fría. La región sombreada representa la máxima recuperación de calor dentro del proceso;  $Q_h$  y  $Q_c$  los requerimientos mínimos de servicios de enfriamiento y calentamiento respectivamente. En esta también se muestra el Punto *Pinch* definido sobre la distancia mínima vertical ( $T_{mín}$ ). Para determinar el valor del  $T_{mín}$  se pueden representar gráficamente el costo de operación, de capital y total para diferentes valores de  $T_{mín}$ , luego se pondera el ahorro energético y la inversión obteniéndose el  $T_{mín}$  óptimo de diseño, ver Figura 2.



**Figura 1. Curvas Compuestas**



**Figura 2. Obtención del  $\Delta T_{\min}$  óptimo de diseño**

El Punto *Pinch* es muy importante dentro del análisis, a partir de este punto el sistema queda dividido en dos subsistemas diferentes desde el punto de vista termodinámico [3]. Cada uno de estos subsistemas está balanceado térmicamente con sus respectivos servicios (calentamiento o enfriamiento). A partir de esta división surgen las llamadas “reglas de oro” del Análisis *Pinch*, las cuales garantizan un diseño que requiere una mínima cantidad de utilidades, estas son:

1. No utilizar utilidades de calentamiento por debajo del *Pinch*

2. No utilizar utilidades de enfriamiento por encima del *Pinch*

3. No transferir calor a través del *Pinch*

Cualquier violación de estas reglas incrementa el consumo total de servicios auxiliares de la red de intercambio y por supuesto se alejaría del comportamiento de una red de máxima recuperación de energía (*MER* por sus siglas en inglés).

Las *CC* indican cuáles son las necesidades del proceso pero no cómo cubrirlas. Para esto se ha desarrollado otra herramienta conocida como Gran

Curva Compuesta (GCC), que es la representación conjunta de la Curva Compuesta Fría y la Curva Compuesta Caliente, ver Figura 3.

Rediseño de redes de intercambio de calor (Método de eficiencia de área)

Las decisiones del problema de rediseño incluyen desde los cambios para la reducción en el uso de utilidades, modificaciones estructurales apropiadas, número y tipo de unidades, cambios en el área de transferencia de calor instalada y reasignación de emparejamientos [2].

La Figura 4 proporciona una comprensión de los objetivos de un buen rediseño. Un buen proyecto busca disminuir la energía requerida, por lo que normalmente se espera un aumento en el área de la red, esto implicará que la mejor opción sea la búsqueda del acercamiento hacia la curva objetivo. Es importante tener en cuenta que desplazarse desde la red existente hacia el punto que representa la red óptima implica gastos innecesarios ya que se está desechando un área por la que ya se ha pagado. A partir de la red existente parten diferentes caminos o curvas de rediseño que se corresponden con nuevas alternativas propuestas. Estas curvas se obtienen de manera aleatoria según el método de Tjoe.

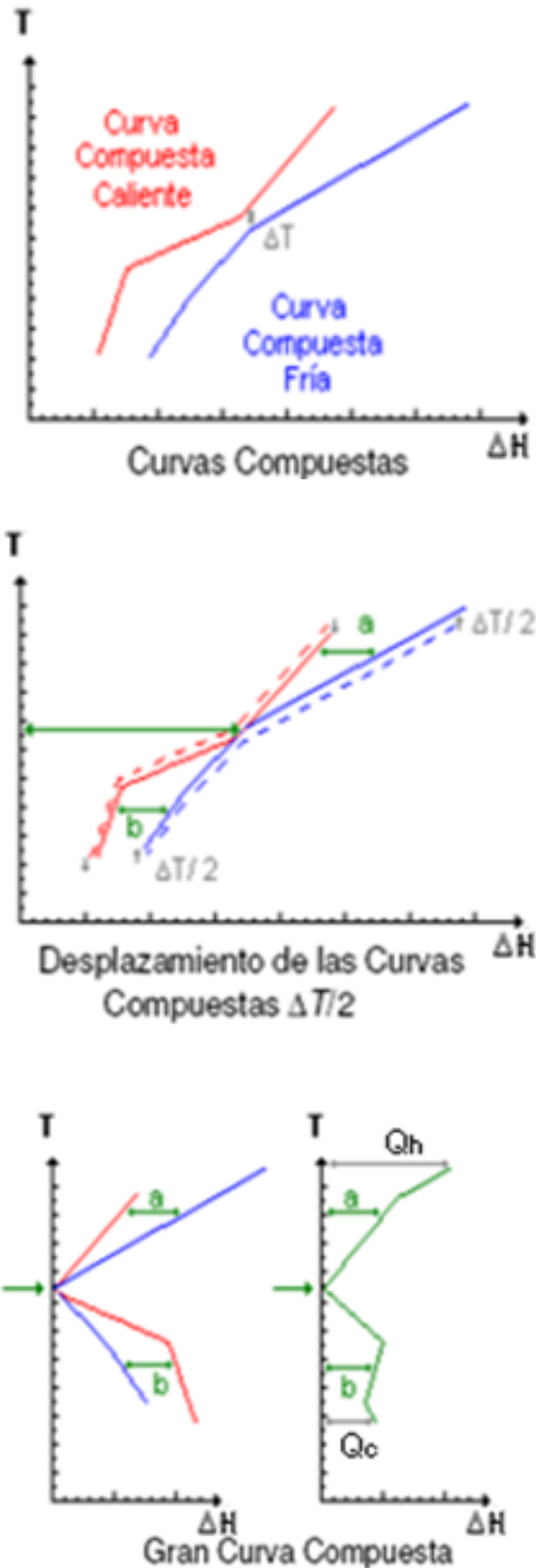


Figura 3. Etapas para la obtención de la gran curva compuesta. Tomada de [7]



Figura 4. Diferentes caminos para el rediseño de una red de intercambio de calor

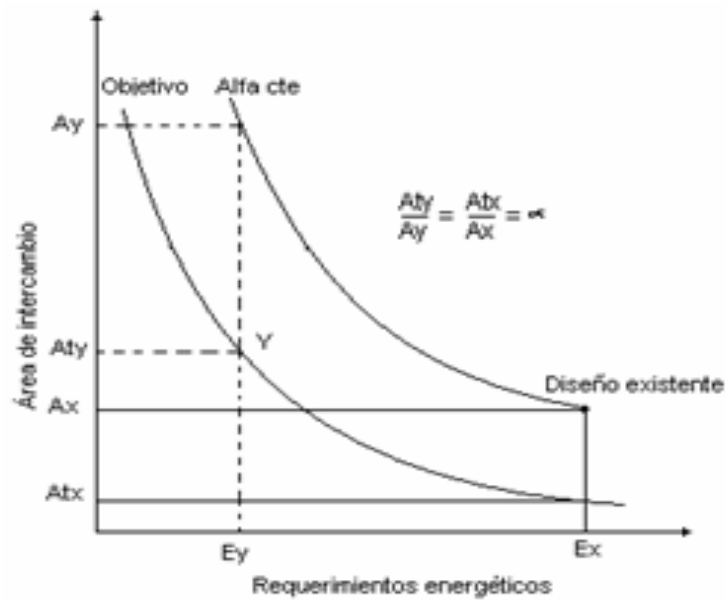
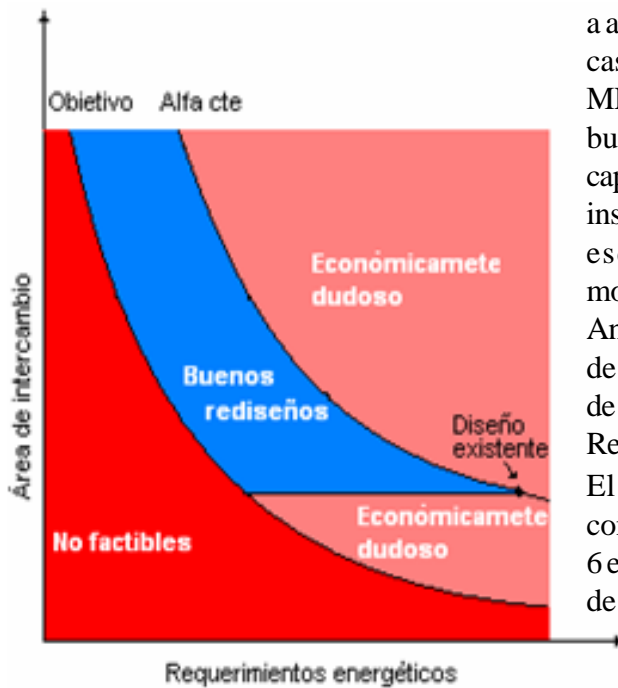


Figura 5a. Obtención de la curva de  $\alpha$  cte



**Figura 5b.** Regiones donde se encuentran las alternativas de rediseño

Una vez determinado el valor de  $\dot{A}T_{mín}$ , se procede a aplicar las mismas herramientas descritas para el caso del diseño. Sin embargo la obtención de la MER estará condicionada por la red existente; un buen resultado dependerá en gran medida de la capacidad del diseñador para lograr reutilizar el área instalada, así como buscar disminuir la inclusión al esquema de intercambiadores nuevos y modificaciones a los existentes.

Análisis energético del banco de precalentamiento de crudo de la unidad de destilación atmosférica de una refinería

Red actual

El banco de precalentamiento de crudo está compuesto por 19 intercambiadores de calor, por 6 enfriadores y 1 horno, para un total de 26 unidades de intercambio de calor.

Una vez obtenidas las alternativas de rediseño es posible construir un nuevo gráfico relacionando el área de intercambio con la inversión y los requerimientos energéticos con el ahorro anual, ver Figura 6. Para un plazo de recuperación determinado, será posible hacerle corresponder un valor de  $\dot{A}T_{mín}$ .

A partir del balance de masa y energía realizado se puede obtener la Tabla 1 donde se muestran los datos térmicos de las diferentes corrientes.



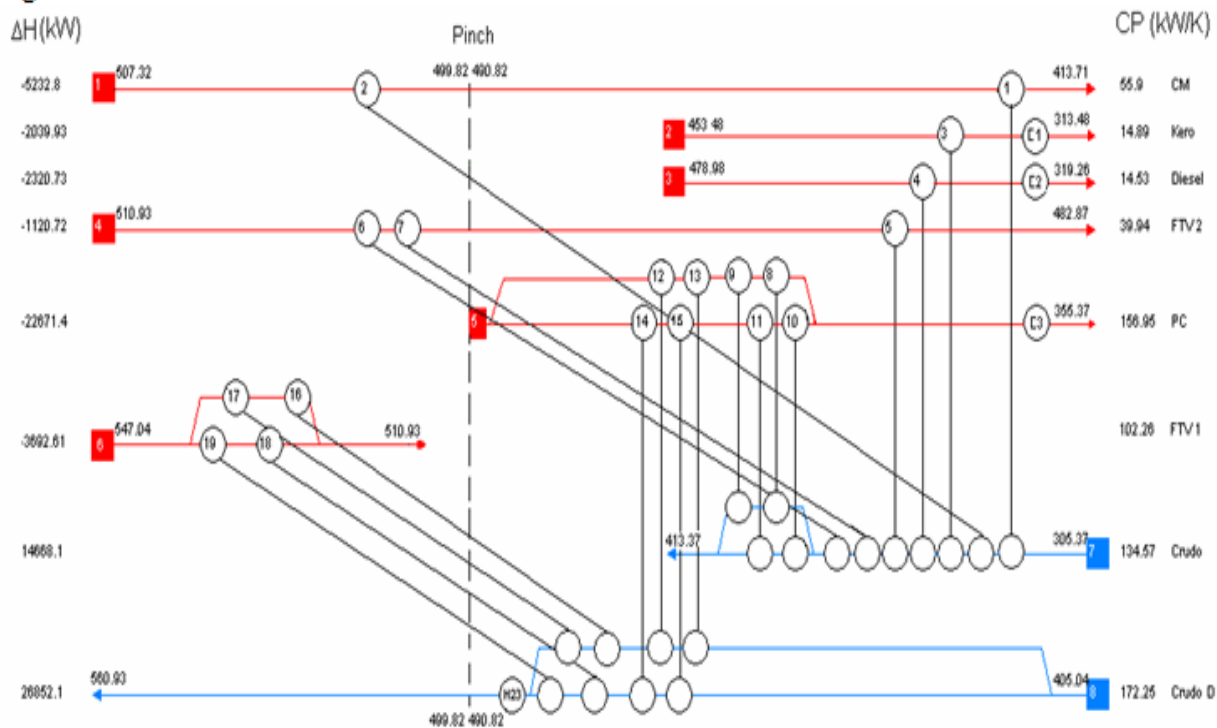
**Figura 6.** Diagrama Ahorro vs Inversión

**Tabla 1.** Datos térmicos de las corrientes del proceso de precalentamiento de crudo

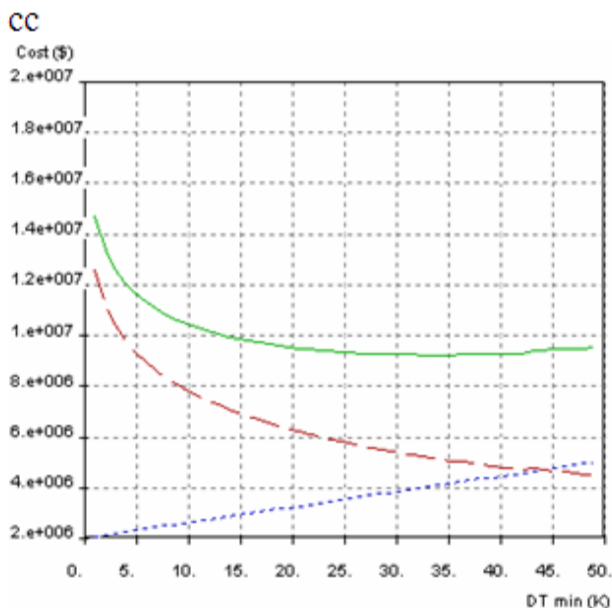
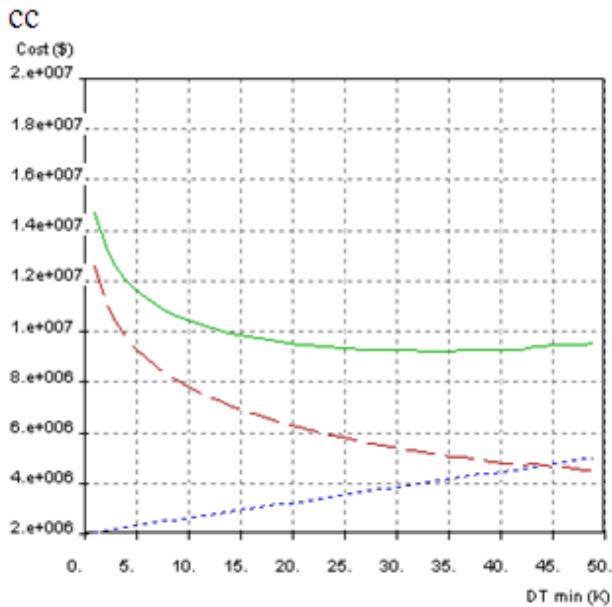
	Tipo de corriente	Te (K)	Ts (K)	CP(kW/K)	h(kW/m <sup>2</sup> K)
<b>CM</b>	Caliente	507,32	413,71	55,90	0,9199
<b>Keroseno</b>	Caliente	453,48	316,48	14,89	0,7439
<b>Diesel</b>	Caliente	478,98	319,26	14,53	0,6189
<b>FTV(1)</b>	Caliente	547,04	510,93	102,26	0,7609
<b>FTV(2)</b>	Caliente	510,93	482,87	39,94	0,2555
<b>PC</b>	Caliente	499,82	355,37	156,95	0,7268
<b>Crudo</b>	Fría	305,37	414,37	134,57	0,7211
<b>Crudo Desalado</b>	Fría	405,04	560,93	172,25	1,2464

Te: Temperatura de entrada al intercambiador, Ts: Temperatura de salida del intercambiador, CP: Capacidad calorífica de flujo, h: Coeficiente individual de transferencia de calor, CM: Circulación media, FTV: Fondo torre de vacío, PC: Plato colector

Con los datos de la **Tabla 1** la red puede ser representada en un diagrama de rejilla, ver **Figura 7**.



**Figura 7.** Diagrama de rejilla correspondiente a la representación de la red actual



### Diseño de la red

En esta sección del trabajo se presenta la red de precalentamiento de crudo obtenida utilizando los criterios básicos de diseño. Se parte de considerar que las corrientes disponibles para el proceso, son las mismas que presenta la red actual (Caso Base).

En la Figura 8, se muestra la obtención del “Tmín óptimo de diseño, que para el caso analizado es de 31 K. En la Figura 9, se puede observar las curvas compuestas del proceso obtenidas para el valor del “Tmín óptimo de diseño. Utilizando las herramientas comentadas anteriormente se puede obtener una red de intercambiadores teniendo en cuenta solo los criterios necesarios para el diseño de una red de intercambio, ver Figura 10.

Como se puede observar en la figura, la red presenta ventajas desde el punto de vista de eficiencia energética respecto a la red actual, pero también se manifiesta una desviación significativa respecto a la configuración de la misma. Uno de los problemas fundamentales que presenta es la necesidad de incluir en el diseño dos unidades de servicios de calentamiento; lo que se aleja de la configuración normal de los bancos de precalentamientos para este tipo de industria donde las necesidades de calentamiento en esta sección son suministradas solamente por un horno.

El análisis de los intercambiadores que conforman el banco de intercambio da como resultado que la red está trabajando con un “Tmín de 9 K. Esta diferencia de temperatura se alcanza en el intercambiador E-102 B (3). Se puede ver en la Figura 7 que la red existente viola dos de las “reglas de oro” del Análisis *Pinch*. Existen 7 intercambiadores de calor transfiriendo energía a través del *Pinch*; estos son: E-101 B (2), E-103 B (6), E-103 A (7), E-105 A (17), E-105 B (16), E-105 C (19), E-105 D (18). El horno F-101 (H23) está calentado la corriente fría Crudo Desalado por debajo del *Pinch*.



CC

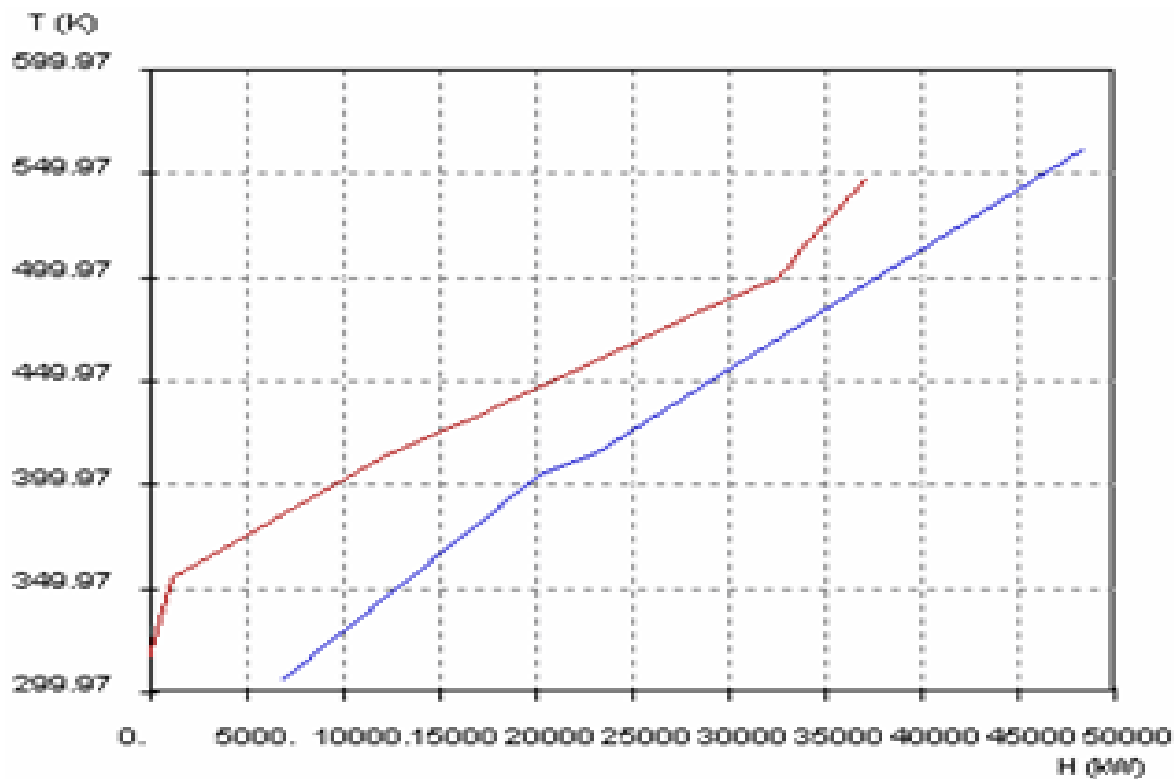
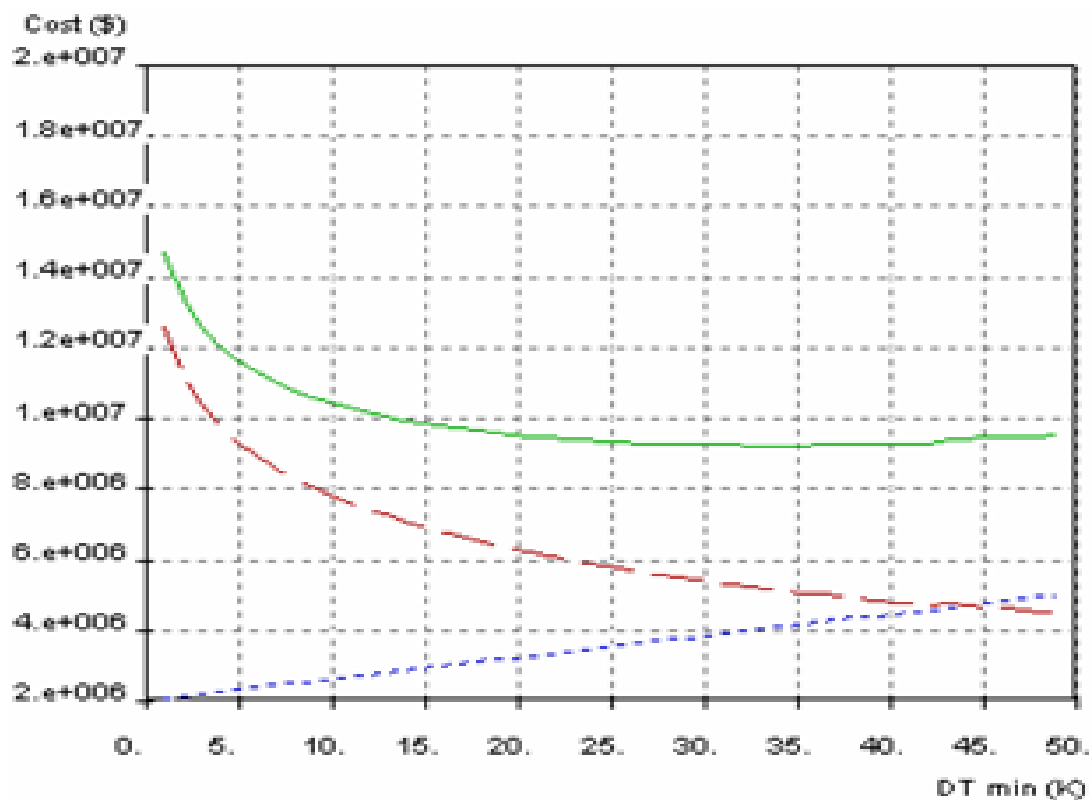


Figura 8. Obtención del  $\Delta T_{min}$  óptimo de diseño

Figura 9. Curvas compuestas del proceso

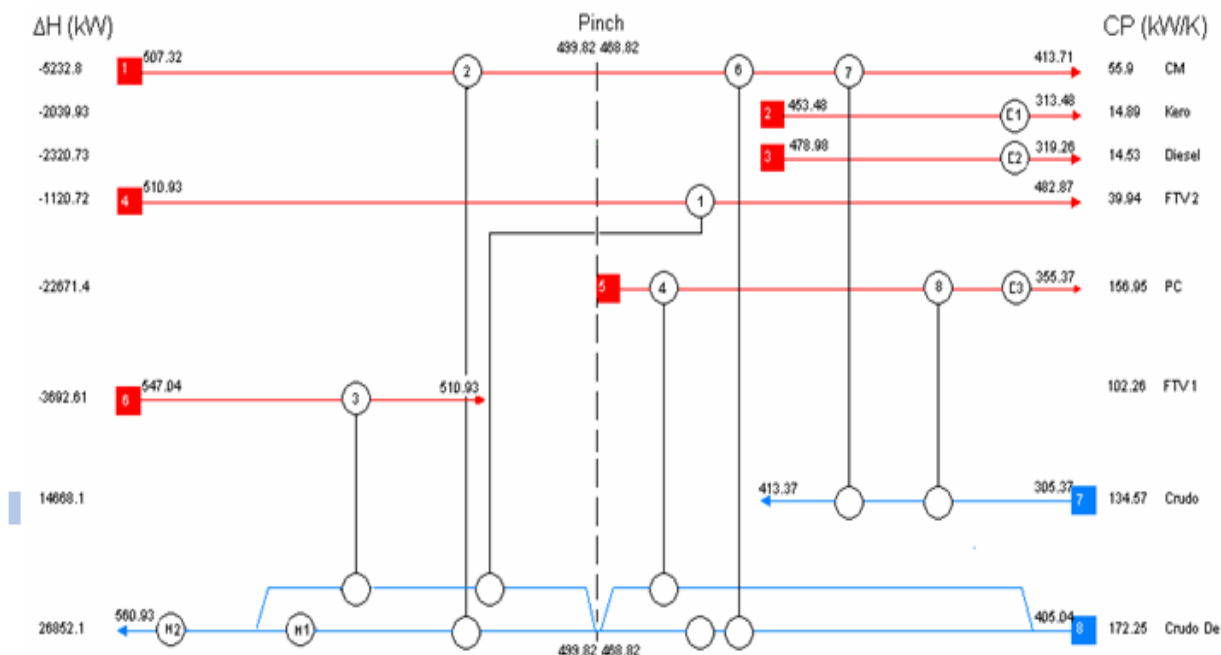


Figura 10. Red obtenida aplicando los criterios para el diseño

Rediseño de la red

Primeramente es construida la curva objetivo en un diagrama Área de intercambio vs Requerimientos energéticos totales, variando el parámetro “ $T_{min}$  desde 1 hasta 100 K, ver Figura 11. En la misma se ha ubicado un punto que representa el Caso Base y otro que corresponde a la MER obtenida para el valor de “ $T_{min}$  óptimo de diseño.

Del Caso Base parten diferentes curvas de rediseño que se corresponden con nuevas alternativas propuestas. Estas curvas se obtienen de manera aleatoria teniendo en cuenta que los mejores proyectos deben acercarse a la curva objetivo. Para acotar las variantes se calculó el parámetro  $\alpha$  el cual tiene un valor de 0,32 y se partió de considerar como límite del monto de la inversión a realizar 2 000 000 USD.

Con esta consideración se puede obtener la curva de  $\alpha$  constante representada en la Figura

11. También puede obtenerse el gráfico de Ahorro vs Inversión a partir de la que se determina el valor del “ $T_{min}$  que garantiza obtener un rediseño con buenos resultados no solo desde el punto de vista técnico, sino también económico, ver Figura 12. Para la construcción de esta figura los costos unitarios de los servicios auxiliares fueron calculados a partir de los costos de estos productos en el mercado

internacional obtenidos del reporte diario de precios correspondiente al mes de abril emitido por CUPET. Costo unitario de servicios de calentamiento (Considerando el Fuel Oil y el Gas Oil consumidos en el horno para producir la energía) 333,86 USD/kW año.

Costo unitario de servicios de enfriamiento (Considerando el Diesel tecnológico consumidos en las bombas para impulsar el agua de mar) 19,89 USD/kW año.

Los costos de capital fueron estimados a partir de las relaciones siguientes [1].

Para intercambiadores de calor y enfriadores

Para el horno

$$CCap = a + b \left( \frac{Area}{Nshell} \right)^c * Nshell$$

$$CCap = a + b(Duty)^c$$

Donde:

*CCap*: Costo de capital [USD]

*CCap*: Costo de capital [USD]

*Nshell*: No. de pases por coraza

*Duty*: Energía transferida (kW)

a, b, c: constantes empíricas

a, b, c: constantes empíricas

a = 10<sup>4</sup>

a = 1,8 \* 10<sup>4</sup>

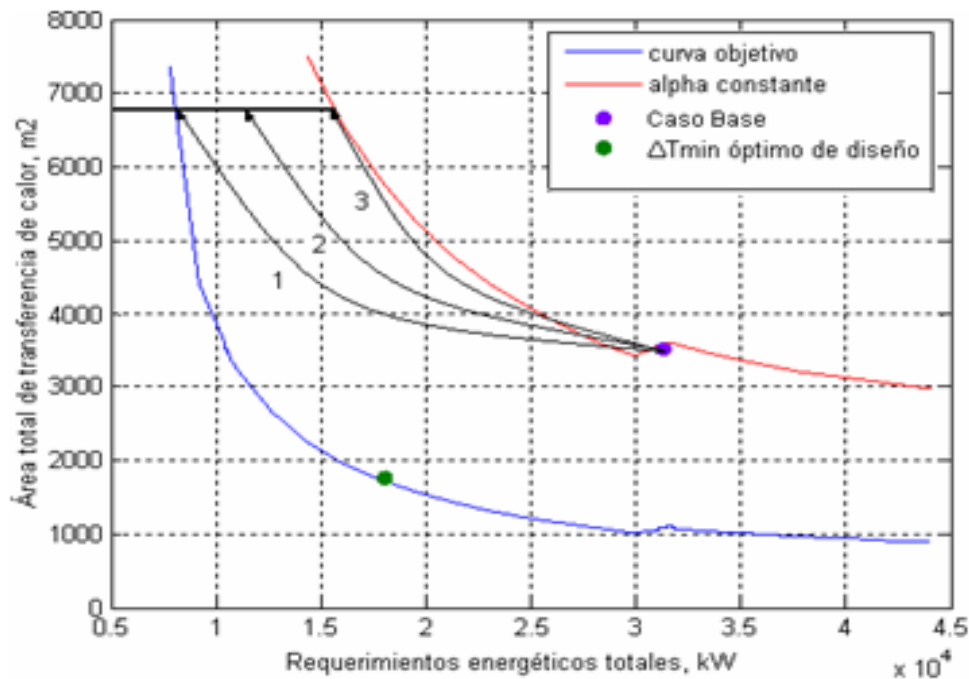
b = 800

b = 750

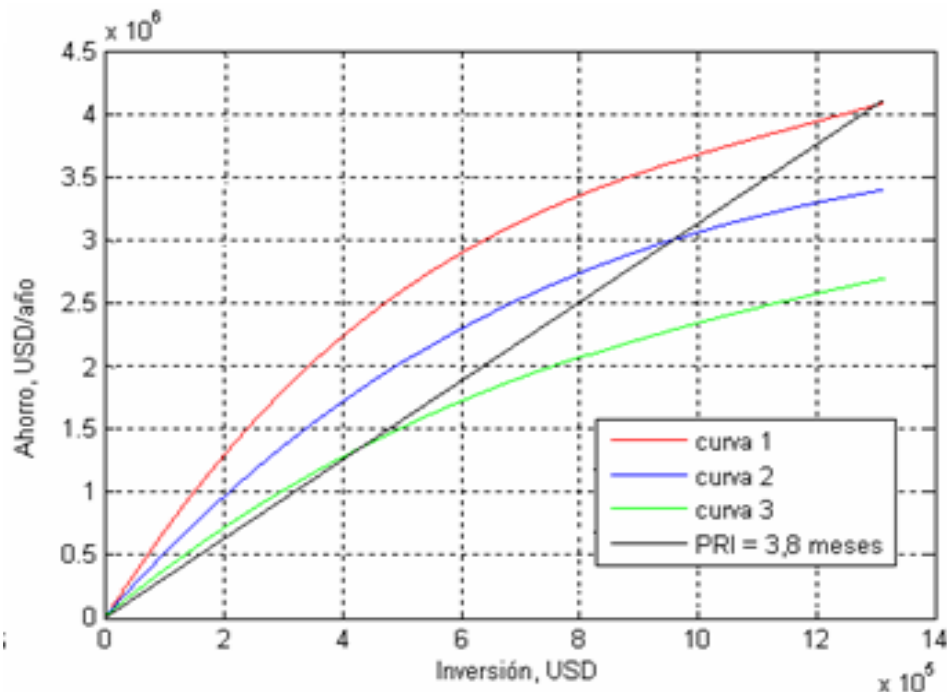
c = 0,8

c = 0,9

Conociendo que para este tipo de industria el  $\Delta T_{min}$  se mueve en un intervalo de 20 y 40 K [4], se seleccionó la curva 2 la que presenta un  $\Delta T_{min}$  para el rediseño de 33 K



**Figura 11.** Desplazamiento de las diferentes alternativas



**Figura 12.** Diagrama ahorro vs inversión para las alternativas

En la Figura 13 se muestra la MER obtenida. En esta red ha sido necesario agregar 5 intercambiadores nuevos y modificar tres de los existentes. Sin embargo se puede observar que esta red presenta una similitud apreciable respecto al Caso Base.

Con el objetivo de acercarse más al Caso Base, en esta alternativa es utilizado el lazo representado en la Figura 13. El objetivo fue lograr que 2 de los intercambiadores que habían sido modificados volvieran a tener su carga inicial. Como consecuencia de esta modificación a la MER; surgió una violación en el intercambiador nuevo número 5 del

“Tmín. Para esto se seleccionó heurísticamente el mejor camino desde el punto de vista económico, ver Figura 13. Una vez identificado el camino comienza la optimización más rigurosa con los intercambiadores que participan en el mismo.

La función objetivo y las restricciones utilizadas para la alternativa seleccionada se muestran a continuación.

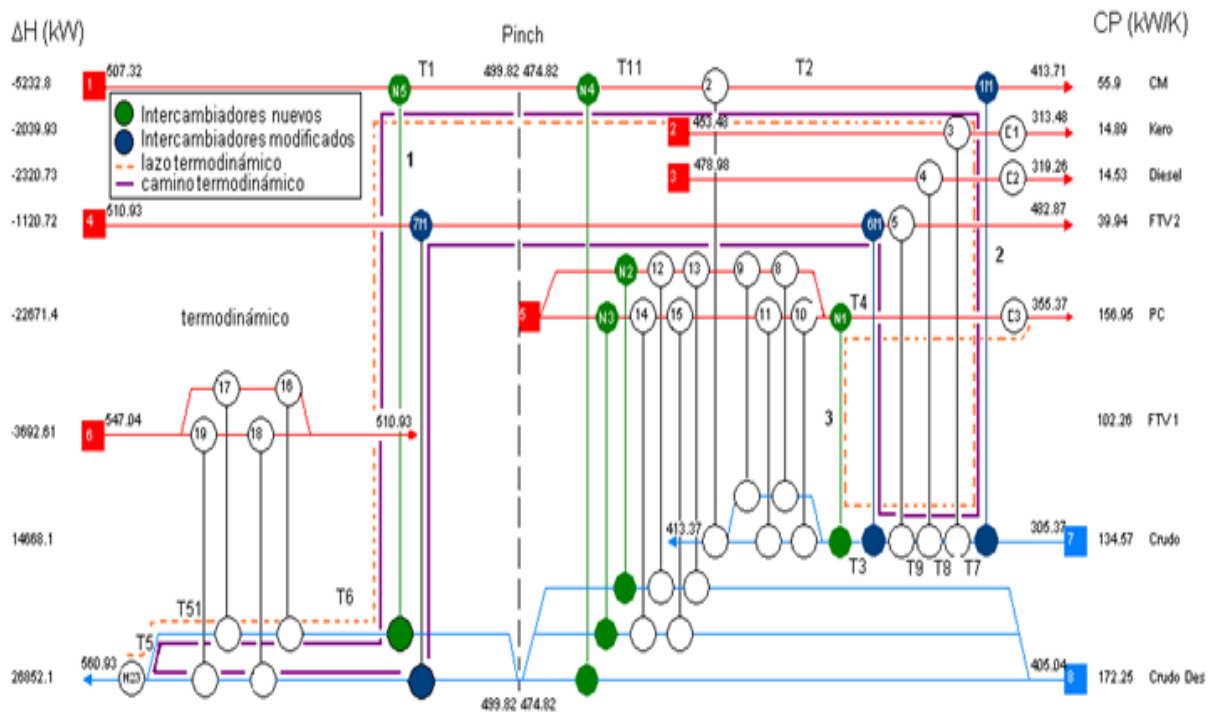


Figura 13. Representación del lazo y camino utilizado para evolucionar la MER

Función objetivo

$$\text{Min} \{ C_T = C_{Cap} + C_{Op} \}$$

Donde:

$$C_{Cap} = 3a + b(A_1 + A_2 + A_3)$$

$$C_{Op} = X_{Cal} * X_1 + Y_{Enf} * Y_1$$

a, b, c, constantes empíricas

$A_1, A_2, A_3$ : área de los intercambiadores que participan en el camino seleccionado

$X_{Cal}, X_{Enf}$ : Costos unitarios de los servicios de calentamiento y enfriamiento

Restricciones de igualdad

$$X = \frac{489 - Y}{U * \frac{(507 - T_6) - (T_1 - 466)}{U}} \quad Y = \frac{1122 + X}{U * \frac{(413 - 305) - (T_2 - T_9)}{U}} \quad Y = 1165 + X$$

$$Y_1 = 5920 + X$$

$$A_3 = \frac{1773 - X}{\ln \frac{(T_4 - T_3)}{(404 - 354)}} \quad (507 - T_1)55,9 = 489 - X \quad 1491 = 134,57(T_8 - T_7)$$

$$(560 - T_5)172 = 1165 + X \quad 747 = 134,57(T_3 - T_9)$$

$$(354 - T_3)134,5 = 1773 + X$$

Restricciones de desigualdad

$$T_1 \geq 499,82 \quad T_7 \geq 305 \quad 507 - T_6 \geq 33 \quad 376 - T_8 \geq 33$$

$$T_5 \leq T_6 \quad T_8 \leq T_7 \quad 541 - T_{51} \leq 33 \quad 333 - T_7 \leq 33$$

$$T_1 \leq T_{11} \quad T_9 \leq T_8 \quad T_{11} - 400 \leq 33 \quad 404 - T_9 \leq 33$$

$$T_{11} \leq T_2 \quad T_3 \leq T_9 \quad T_2 - T_7 \leq 33 \quad T_4 - T_3 \leq 33$$

La alternativa final se muestra en la **Figura 14**; en esta se observa que para la variante seleccionada es necesario incluir al diseño original 5 nuevos intercambiadores, así como modificar uno de los ya existentes.

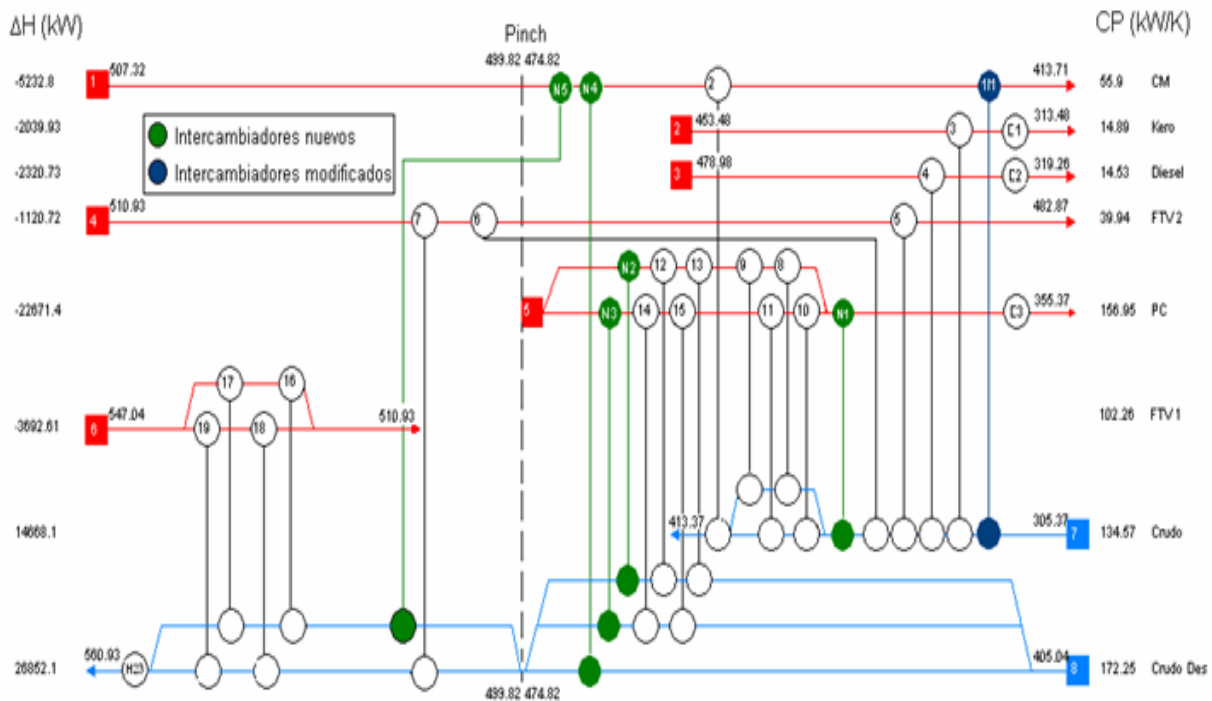


Figura 14. Red de intercambio de calor obtenida

**Análisis de resultados**

**Análisis técnico**

La variante seleccionada presenta una similitud considerable respecto al Caso Base debido a que el método utilizado tiene en cuenta la utilización del área instalada y la reducción de los requerimientos de servicios auxiliares. El estudio de estos y otros factores demuestran que la variante es completamente operable además de tener flexibilidad tecnología ante posibles cambios como la variación de la materia prima principal. En este sentido es interesante el análisis de la propuesta de la división de la corriente crudo desalado; como existen tres ramas en paralelo, en caso que se produzca un cambio en la carga procesada, se pueden regular los caudales de estas tres ramas para que el impacto de esta modificación en el resto de las unidades sea mínimo.

**Análisis económico**

En la Tabla 2, se muestra una comparación de los principales criterios económicos entre el Caso Base y la alternativa de rediseño seleccionada.

**Conclusiones**

1. El rediseño de una red de intercambio de calor implica tener en cuenta criterios distintos a aquellos que se utilizan para el diseño
2. El rediseño de la red de precalentamiento de crudo de la unidad de destilación redujo los requerimientos energéticos en un 48 %, lo que implicó ahorros anuales de 2 673 120, 94 USD (2 149 189,24 CUC) con una inversión de 606 101,68 USD (487 305, CUC)
3. La alternativa seleccionada presenta una disminución de las emisiones contaminantes de 55% respecto al Caso Base.

**Tabla 2.** Comparación económica

	<b>Red actual</b>	<b>Rediseño</b>
<b>Costos de capital (USD)</b>	677 416,72	967 213,85
<b>Costos de operación (USD/año)</b>	6 220 222,74	4 034 569,30
<b>Ahorro (USD/año)</b>	-	2 673 120, 94
<b>Inversión (USD)</b>	-	606 101,68
<b>PRI (meses)</b>	-	3

**Análisis medioambiental**

En la Tabla 3 se muestra el cálculo aproximado de las principales emisiones contaminantes para el Caso Base y la alternativa de rediseño seleccionada. Estas se han obtenido a partir de factores de emisión publicados en [5].

**Tabla 3.** Comparación de las emisiones contaminantes.

	<b>SO<sub>2</sub> (kg/h)</b>	<b>SO<sub>3</sub> (kg/h)</b>	<b>NO<sub>x</sub> (kg/h)</b>	<b>CO (kg/h)</b>	<b>PF (kg/h)</b>	<b>TOC (kg/h)</b>	<b>Metano (kg/h)</b>	<b>TCONM (kg/h)</b>	<b>N<sub>2</sub>O (kg/h)</b>
<b>Red actual</b>	523,05	0,67	23,92	2,17	4,35	0,45	0,12	0,33	0,05
<b>Rediseño</b>	301,42	0,38	13,79	1,25	2,51	0,26	0,07	0,19	0,03

PF: Partículas filtrables, TCO: total de componentes orgánicos, TCONM: total de componentes orgánicos que no son metano

Bibliografía

1. Aspen Energy Analyzer v 7.0. Reference Guide. Aspentech. 2008.
2. Briones, V., Kokossis A. A new approach for the optimal retrofit of heat exchanger network. Computers & Chemical Engineering. Vol. 20, Supplement 1, pp 43-48.1996.
3. Linnhoff, B. et. al. User guide on process integration for the efficient use of energy. pp. 1-127. Great Britain: Warwick Printing Company Ltd. 1982.
4. Linnhoff-March. Introduction to Pinch Technology. Linnhoff-March Company. 1998.
5. Technology Transfer Network-Clearnhouse for Inventories & Emision Factors.  
Sitio Web: <http://www.epa.gov/ttcchie1/ap42/ch01/index.html> [Consultado: Mayo de 2009].
6. Tjoe, N.T., Linnhoff B. Using Pinch Technology for Process Retrofit. Chemical Engineering. Vol. 93 No. 8, pp. 47-60. 1986
- .7. Renedo, E. C., Fernández D. P. Tecnología Pinch. Curso de Tecnología Pinch. E.T.S.I. Industriales. Santander, España. [Enviado por el autor: Octubre de 2008