

ESTUDIO ENERGÉTICO EN UNA REFINERÍA DE PETRÓLEO

Dora Mendoza Martínez, Rubén Espinosa Pedraja
Universidad Central de Las Villas

En el presente trabajo se realizó un estudio energético en una refinería de petróleo, pero no solo aplicado los balances energéticos convencionales sino también utilizando la tecnología Pinch (TP). Con estos resultados se realizaron análisis de diferentes alternativas energéticas, obteniéndose mejoras apreciables en el esquema energético y ahorros considerables de combustibles. Palabras clave: integración energética método Pinch, flexibilidad de redes, refinerías de petróleo.

In the present work an energetic study was realized in a refinery of Oil, but not only applied the energetic conventional balances but also using the technology Pinch (TP). With these results there were realized analyses of different energetic alternatives, valuable improvements being obtained in the energetic scheme and considerable savings of fuels.

Key words: energetic integration, method Pinch, flexibility of networks(nets), refineries of oil.

Introducción

La síntesis de HEN o síntesis de redes de intercambio de calor es un método termodinámico que tuvo su debut en los años 60. Los resultados que han sido obtenidos en el terreno práctico en varias empresas petroleras han hecho extensivas su aplicación, no solo a refinería de petróleo, sino también a procesos con objetivos no energéticos /1/.

Este método constituye una poderosa herramienta que encierra un procedimiento termodinámicamente bien estructurado para una optimización técnico-económica de cada red de intercambio de calor. Este método se seleccionó por incluir en su ejecución la primera y segunda ley de la termodinámica (entalpía-exergía) y servirá de base para futuros cálculos en la ampliación de la planta en estudio, aunque los resultados no son aún concluyentes, pues existen lazos-pasos cerrados no estudiados.

La flexibilidad esta relacionada principalmente con operaciones factibles para diferentes modos de operación. La contractibilidad esta relacionada con la estabilidad para un modo dado de operación y con la segura transición de un modo de operación dado /2/.

Las tablas sensitivas son generadas del propio método basadas en modelos sencillos requiriéndose los siguientes datos:

- Características de las corrientes del caso base.
- La estructura de la red.

Una vez generadas, las tablas sensitivas serán usadas para la solución de la flexibilidad del sistema.

Los objetivos que se pretenden alcanzar con la aplicación de este método a una red de intercambiadores de calor de una unidad de destilación atmosférica y al vacío, a la cual se alimenta crudo cubano son los siguientes:

- * Estudio sistemático de la operación de calentamiento de un crudo cubano en condiciones originales y para el cambio de tecnología de la planta.
- * Obtener un HEN que sea el más económico con un número mínimo de unidades.

Métodos utilizados y condiciones experimentales

En la figura 1 se puede apreciar la red de intercambio de calor actual, y en la tabla 1 se reflejan los datos de proceso de dichas corrientes.

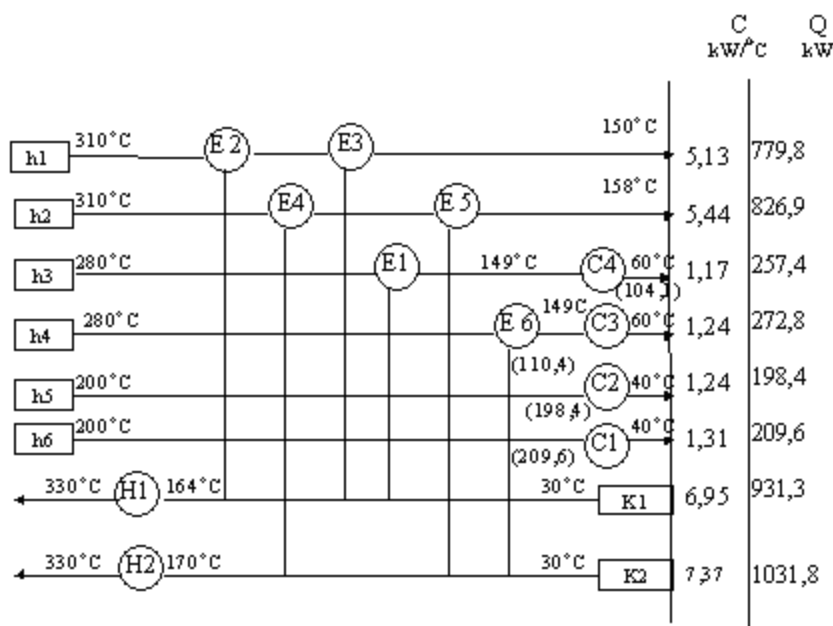


Fig.1 Diagrama de rejilla actual (existen dos corrientes de crudo en el esquema original).

Tabla 1. Datos de las corrientes de proceso

Corriente	kW/°C	t1 °C	t2 °C
Crudo (K1)	6,95	30	164
Crudo (K2)	7,37	30	170
Fuel Oil (h1)	5,13	310	158
Fuel Oil (h2)	5,44	310	158
Diesel (h3)	1,17	280	60
Diesel (h4)	1,24	280	60
Kerosina (h5)	1,24	200	40
Kerosina (h6)	1,31	200	40

Efectuando un análisis del contenido de calor en cada corriente, se determinaron las corrientes implicadas en el proceso.

El número mínimo más probable de equipos a utilizar se determinó por el método dado por Hohmann /3/ en la siguiente ecuación:

$$M_{min} = N_h + N_c + N_{hu} + N_{cu} - 1$$

$$N_{min} = 6 + 2 + 2 + 2 - 1$$

$$N_{min} = 11 \text{ unidades}$$

Analizando la figura 1 se puede expresar lo siguiente:

Existen 12 equipos en lugar de 11.

El sistema no está trabajando a su capacidad nominal (33 t/h, esto es producto de problemas con la materia prima).

El sistema está trabajando en dos subredes en paralelo.

Las temperaturas de salida de las corrientes h1, h2, h3, h4 no son las más seguras para el almacenamiento de estos productos (40-45 °C, según normas técnicas cubanas).

Por tanto, desde ahora se puede ya ajustar el sistema para que trabaje en una sola red y enfriar el fuel oil hasta las temperaturas normadas, así como trabajar a plena capacidad, 30 t/h de crudo.

Todo lo anterior se muestra en la figura 2 y la tabla 2. Por consiguiente, la corriente de crudo será única y se tomarán las temperaturas de salida según las normas utilizadas en la planta.

Tabla 2. Datos de las corrientes de procesos ajustados

Corrientes	C kW/°C	t1 °C	t2 °C
Crudo K	18,50	30	330
Fuel-oíl h1	13,70	310	40
Diesel h2	3,10	280	40
Kerosina h3	3,30	180	40

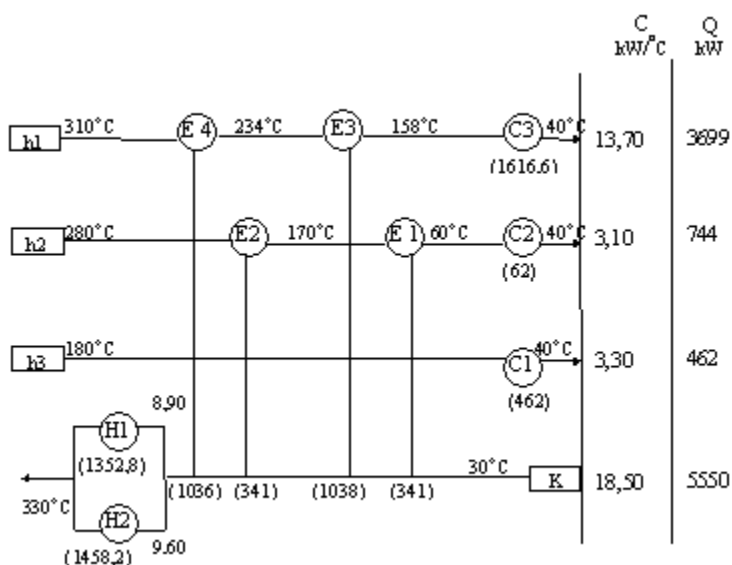


Fig. 2 Diagrama de rejilla ajustado.

Se efectuará el rediseño de este sistema utilizando la metodología del 'Análisis Pinch' /1/, aplicando el concepto de cascada (red de intercambiadores de calor) de calor con la ayuda de la tabla problemas (balance de entalpías entrantes y salientes de cada intervalo de temperatura seleccionado) propuesta por Hohmann /3/.

Los sub HEN o intervalos de temperatura obtenidos permitieron determinar los costos totales

para cada uno de ellos, reflejándose en la tabla 3, donde se muestra el resultado de determinar el área mínima teórica utilizando las curvas de composición simples y variando el Δt mín. desde 10 hasta 40 °C, y graficando costo total (\$/año), contra Δt mín.

De esta forma, se logró obtener el Δt mín. óptimo para reajustar la red, graficando el costo total para cada Δt mín, usando los costos de inversión y de las utilidades.

Tabla 3. Costos totales para cada Δt_{min}

Δt_{min}	Costo utilidades	Costo inversión	Costo total
$^{\circ}\text{C}$	\$/año	\$/año	\$/año
10	62 462	124 773	187 235
20	77 132	100 700	177 832
30	91 803	87 223	179 026
40	106 473	78 992	186 465

Se obtuvo como Δt_{min} óptimo un valor de 20°C , y aplicándole las reglas del método evaluativo es decir suprimiendo equipos de los

lazos creados, combinando equipos de posición, dividiendo corrientes, etcétera, se encontró el HEN mejorado, según se muestra en la figura 3.

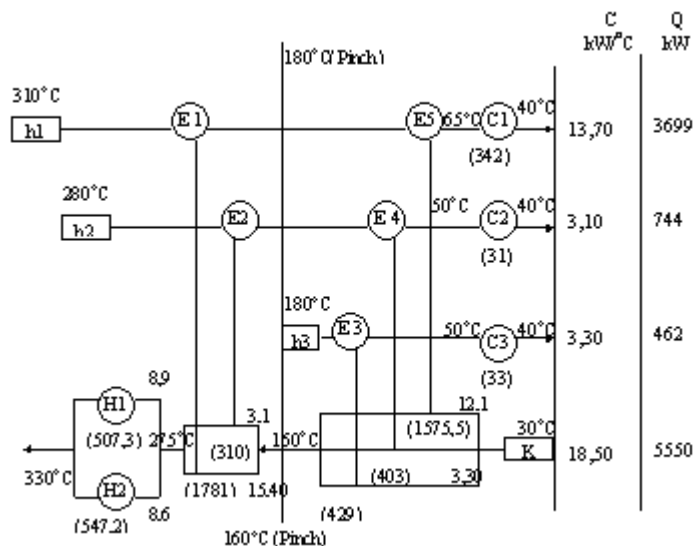


Fig. 3 HEN mejorado.

Este HEN mejorado presenta las siguientes características:

- * Solamente se utilizan tres corrientes calientes y una fría.
- * El sistema puede trabajar a su capacidad nominal.
- * Hay dos equipos operando por encima del Pinch y tres por debajo.
- * No hay intercambio de calor a través del Pinch.
- * Existen lazos cerrados en el sistema (no serán tratados en este trabajo).
- * Las corrientes aparejadas tienen capacidades caloríficas semejantes.
- * La carga de enfriamiento utilitario del sistema aumentó en un 7 % (25,5 kW) con respecto a la red inicial y esta de acuerdo a la carga deducida para Δt_{min} de 20°C .
- * La carga de calentamiento (HEN) utilitario de la red disminuyó en un 45,2 % (1 278,4 kW) con respecto a la red inicial.
- * El número de unidades es 10.

El análisis económico comparativo entre la red inicial y la propuesta da los resultados que aparecen en las tablas 4 y 5.

Como se observa en la tabla 4 , el área real es un 18,8 % menor que la teórica mientras que el costo aumentó en un 53,4 % esto se debe a que en el cálculo del área real se tuvo en cuenta el número de conchas de cada equipo, que encarece

lógicamente al mismo. El área real instalada en fábrica es de 1 475,5 m² que es un 13,8 % superior al área teórica calculada por el método aplicado y 30 % superior al área real calculada según el reajuste de equipos a modificar.

Tabla 4. Datos comparativos entre área teórica y real

$\Delta t_{min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$	m ²	Inversión \$	Costo inver. \$ /año
Área teórica	1 272,5	559 447	100 700
Área real	1 032,8	858 058	154 450
Diferencia %	-18,8	+53,4	+53,4

Tabla 5. Datos comparativos de los costos de las utilidades

$\Delta t_{min}\text{ }^{\circ}\text{C}$	Costo calentamiento \$/año	Costo enfriamiento \$/año	Costo total \$/año
Red inicial	161 670	3 807	165 477
Red rediseñada	37 077	4 065	77 142
Diferencia (%)	-54,8	+6,8	-53,4

Los resultados anteriores reflejan que:

- * El consumo utilitario de calentamiento de la red rediseñada disminuyó un 54,8 % con respecto a la inicial. Esto reporta un ahorro de 88 593 \$/año.
- * El consumo utilitario de enfriamiento de la red rediseñada aumentó en un 6,8 % con respecto a la inicial. Esto reporta un gasto adicional de 258 \$/año.
- * El costo total del sistema disminuye un 53,4 % lo cual reporta un ahorro de 88 335 \$/año, es decir 1 246 kW, equivalente a 760 ton/año de fuel-oil.
- * El tiempo de reemplazo es de once meses con una tasa de retorno mayor del 20 %.
- * Aún quedan lazos-pasos cerrados que deben ser estudiados en trabajos futuros, ya que se piensa modificar la planta.

Por tanto se considera que la red mejorada multiplica las ventajas de la red inicial, aun con los lazos-pasos no eliminados, pero con una buena justificación técnica-económica factible de realizar /5/. Un problema importante que hay que resolver en el rediseño de un HEN, es el análisis de la flexibilidad de la misma.

En la figura 4 se muestra una red (HEN) rediseñada para un sistema donde se señalan los disturbios con la letra D y las temperaturas a controlar, con la letra C; por otra parte en la tabla 5 se muestran los datos de las corrientes de la red analizada (caso A) y los datos de la misma red, pero trabajando en otras condiciones de operación (caso B).

Usando el concepto de paso corriente abajo desarrollado por B. Linnhoff /8/, se puede determinar cómo los disturbios “D” afectan a los controles “C”; esto se llama respuesta pasiva de la red, y puede ser vista en la tabla 6.

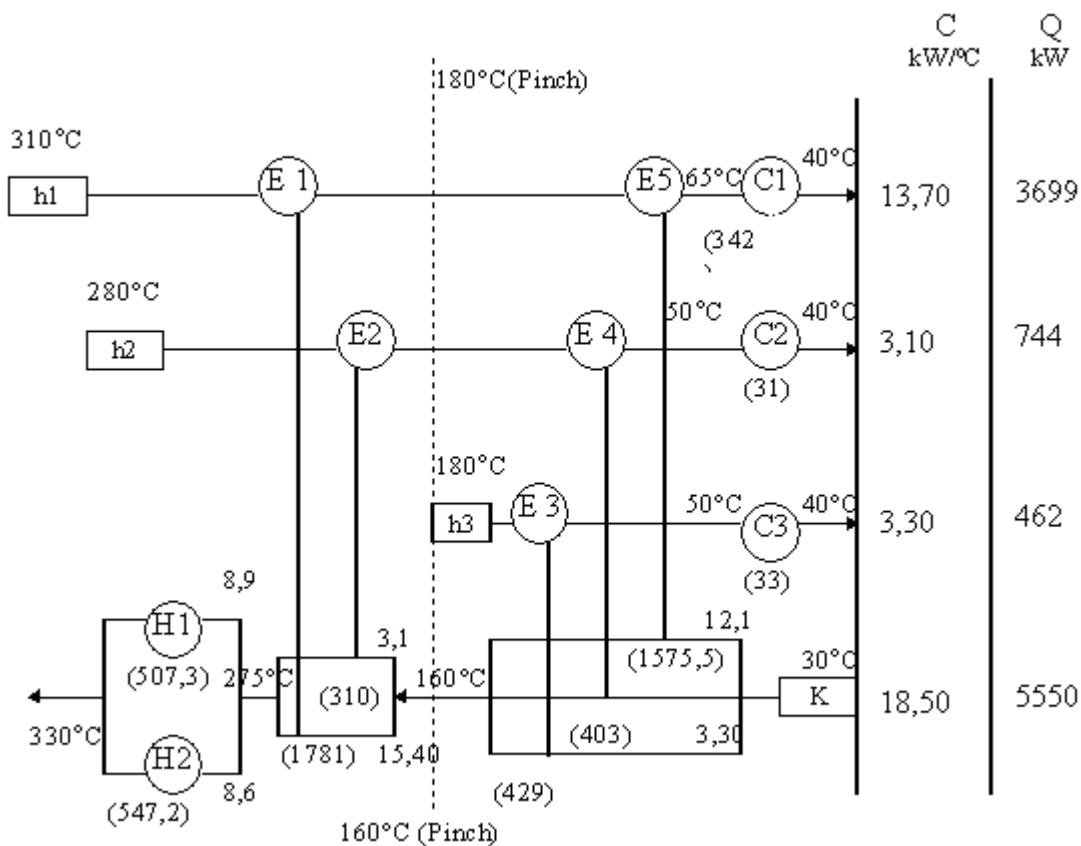


Fig. 4 Red rediseñada con los posibles disturbios “D” y los posibles controles “C”.

Para poder garantizar la operabilidad de la red (para las condiciones del caso B), se puede modificar la estructura de la misma, esto se llama cambio de diseño. Hay tres formas de realizarlo :

- Romper el paso corriente abajo.
- Insertar un elemento a contracorriente.
- Aplicar la manipulación de la red.

Para evaluar la magnitud de los cambios introducidos en la red por las variaciones de las temperaturas de entrada de las corrientes hay que analizar las tablas sensitivas.

Analizando los datos, se concluye que, para el caso (B) la temperatura de salida del horno de la corriente de crudo K, es de 340 °C, lo que conlleva a un consumo adicional de 185 kW.

Analizando la tabla sensitiva, se pueden deducir las variantes siguientes:

Variante 1

- Se puede obtener una mayor temperatura de entrada de la corriente K al horno (aproximadamente en 10,7 °C) sin afectar las temperaturas Pinch caliente de las corrientes h1 y h2.
- Esto permite ahorrar aproximadamente 198 kW en el consumo de la utilidad de calentamiento. Pero, para lograrlo, hay que aumentar el área de transferencia de calor de los Intercambiadores E1 y E2.
- Por debajo del Pinch todo se mantiene constante para las corrientes.

Variante 2

- Para la corriente h3, para no violar la temperatura Pinch fría del proceso, se puede colocar un *bypass* (desvío) por encima del equipo E3. Esto

disminuye el área efectiva de transferencia de calor del mismo, pero aumenta el área de intercambio de calor del enfriador C3 y el consumo del agua de enfriamiento en 66 kW.

Variante 3

- Se puede mantener la temperatura de entrada de la corriente h3, pero hay que aumentar el área

de transferencia de calor del equipo E3 y violar la temperatura Pinch fría del proceso. Sin embargo, esto permite que la temperatura de entrada de la corriente K al horno aumente en aproximadamente 3,5 °C, y haya un ahorro adicional en la utilidad de calentamiento de 64,75 kW.

Comparando las variantes:

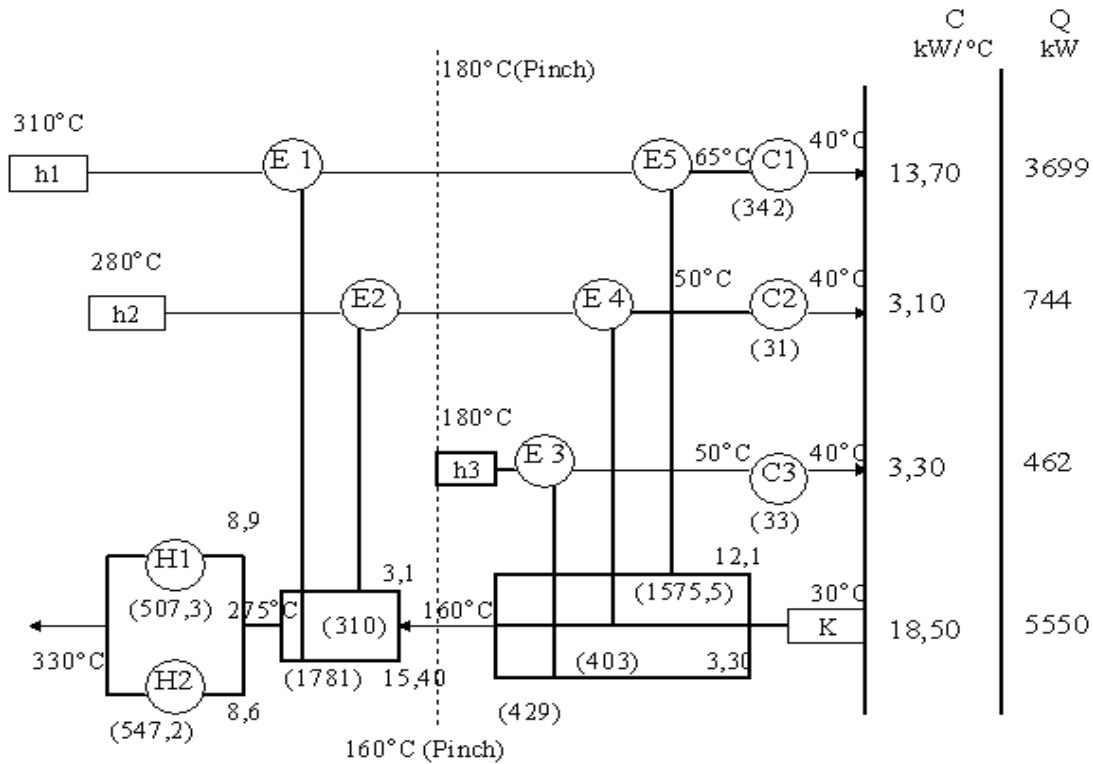


Fig. 5 Diagrama de rejilla rediseñada y flexible.

Para la variante 2

Costo adicional = costo área adicional enfriador C3+ costo adicional consumo agua.

Costo adicional = 618 + 660 = 1 278 \$/año.

Costo adicional costo área adicional E3 - costo por horno consumo fuel-oil

Costo adicional 2 231 - 4 487 = 2 256/año.

Es decir, existe un ahorro adicional de 2 256 \$/año, por tanto, se queda la variante 3, combinada con la 1. La nueva red flexible aparece en la figura 5, la cual tiene las siguientes características:

El intercambiador E1 tiene un área adicional (A.A) de 30,5 m² equivalente a 321 \$/año.
 El intercambiador 2 tiene un área adicional de 13,8 m², equivalente a 1 143 \$/año.
 El intercambiador E3 tiene un área adicional de 29,5 m² equivalente a 2 231 \$/año.

La temperatura de salida de la corriente K del horno es de 340°C, mientras que la temperatura de entrada al mismo puede llegar a alcanzar hasta 287 °C. Esto permite obtener un ahorro adicional de 259 kW equivalente a 1 7949 \$/año del combustóleo.

$$\text{Ahorro adicional} = 3\,321 + 1\,143 + 2\,231 - 17\,949 = 11\,254 \text{ \$/año}$$

Es decir esta red mejorada y flexible debe dar un ahorro adicional de 11 254 \$/ año cuando este trabajando en las condiciones de operación señaladas en (B). Esta inversión tiene un reemplazo de 2,4 meses con un alto por ciento de retorno /7/.

La temperatura Pinch caliente aumenta hasta 183 °C, al igual que la temperatura Pinch fría que aumenta ligeramente a 163 °C, no afectando sensiblemente al proceso. No obstante, la $\Delta t_{\text{mín}}$ se mantiene en 20 °C. De todo lo anterior, se llega a un ahorro adicional como sigue:

En las figuras 6 y 7 se puede apreciar la red de intercambio actual (cuando se incluye la torre de destilación al vacío) para el precalentamiento del crudo en la refinería. Las corrientes del proceso aparecen en la tabla 8 /9/.

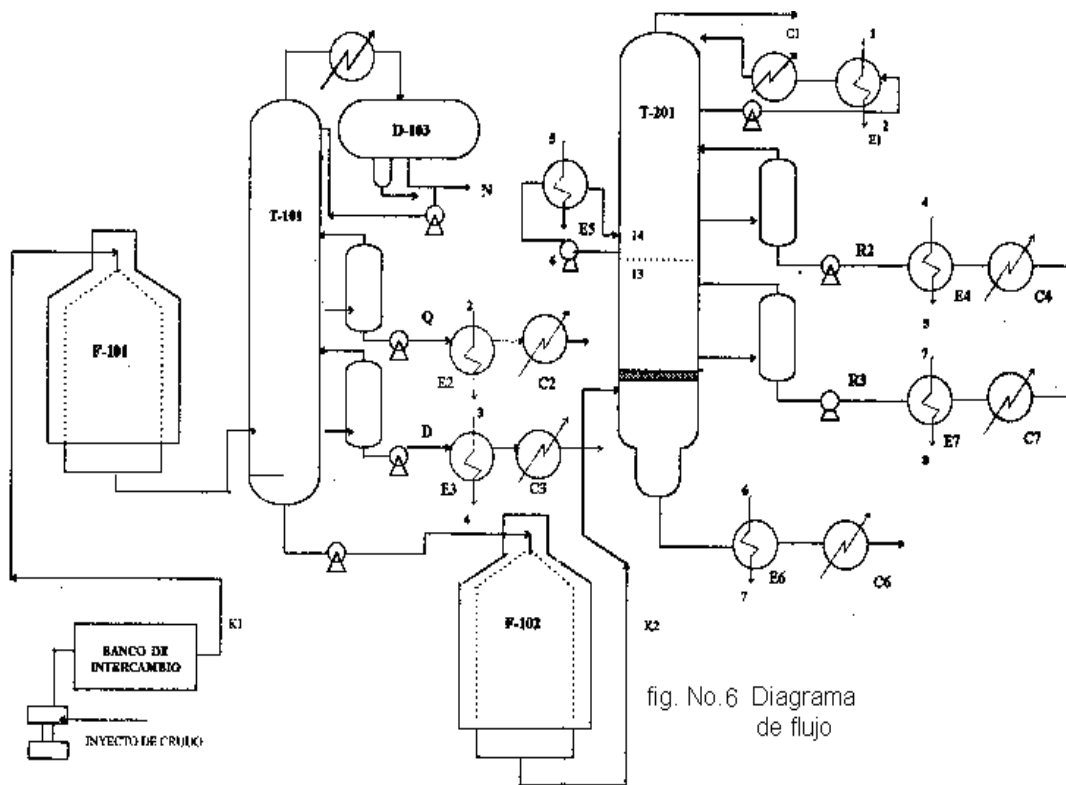


Fig. 6 Diagrama de flujo.

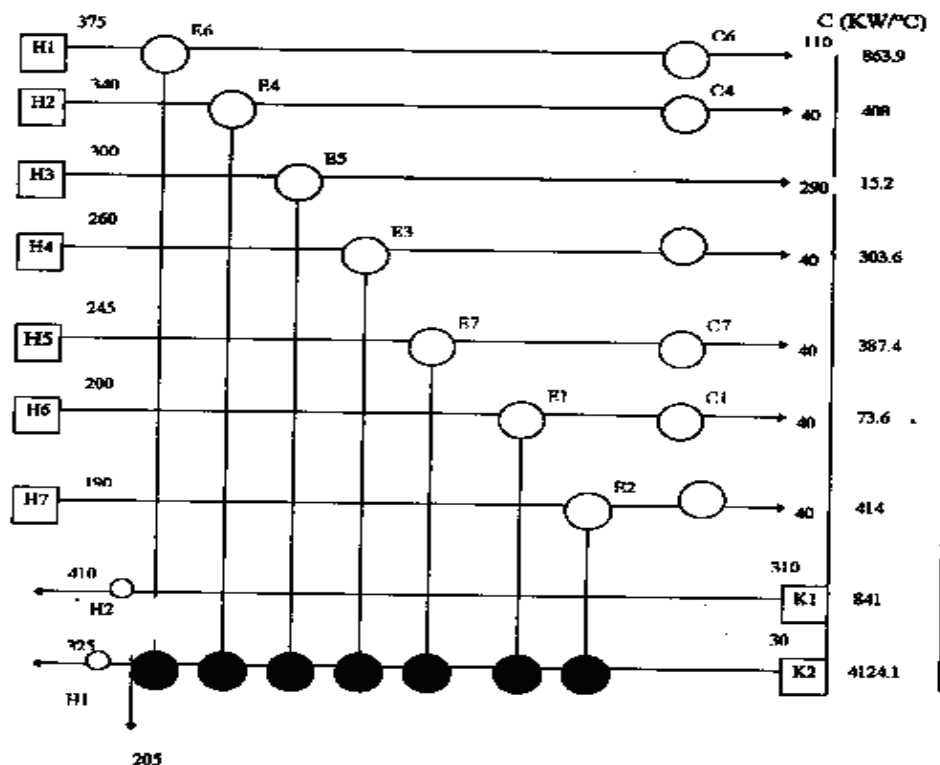


Fig. 7 HEN inicial.

Tabla 8. Datos de las corrientes del proceso

Corrientes	Flujo (kg/h)	Cp (kJ/kg °C)	C (kW/°C)	ti (°C)	t2 (°C)	Carga Q(kW)
H1	640	2,61	0,46	200	40	73,6
H2	4 126,12	2,41	2,76	190	40	414
H3	2 015,2	2,46	1,38	260	40	303,6
H4	2 085	2,36	1,36	340	40	408
H5	2 000	2,74	1,52	300	290	15,2
H6	4 34	2,42	3,26	375	110	863,9
H7	2941	2,32	1,89	245	40	387,4
K1	18 383,64	2,74	13,98	30	325	4 124,1
K2	10 502	2,88	8,41	310	410	841

El primer paso es el de la conformación del HEN inicial o red inicial, y para ello en la práctica hay que responder las siguientes preguntas /1/:

¿Cuántas corrientes calientes y frías serán usadas?

¿Cuántos calentadores y enfriadores deben ser usados?

Aplicando a las figuras 6 y 7 la “Regla Termodinámica de las Parejas”, según la cual las

corrientes frías y calientes del proceso deben ser aparejadas en cuanto a sus temperaturas se refiere, de forma progresiva (ascendente o descendente), y si las temperaturas de salida no se alcanzan recurrir a un calentamiento o enfriamiento utilitario, obtenemos el diagrama de rejillas inicial del sistema que se muestra a continuación /2/.

Analizando la figura 1 del anexo y el diagrama anterior podemos visualizar lo siguiente:

1. El sistema está trabajando a su capacidad nominal.
2. No presenta subredes en paralelo.
3. Las temperaturas de salida de los productos son las recomendadas para el almacenamiento.

Ahora hay que analizar el sistema totalmente (retroajuste de la red) para determinar lo siguiente:

- ¿Serán las temperaturas reflejadas en el diagrama las reales del proceso?
- ¿Serán esos realmente los consumos utilitarios del sistema?

Para efectuar el retroajuste de la red se utilizará la siguiente metodología:

- Determinar el número de subHEN o intervalos de temperatura en que se dividirá el sistema de forma general.

Determinación del “Pinch”. Confección de la tabla problema

Con las temperaturas características determinadas anteriormente y para los Δt min.

arbitrarios de 10, 20, y 30 °C se confecciona la tabla problema.

Observando los resultados obtenidos de las tablas problemas para cada Δt min, se conocen los consumos mínimos utilitarios de calentamiento y enfriamiento, así como las temperaturas Pinch calientes y frías para el proceso; estas son las siguientes (tabla 9):

Tabla 9

Δt min	Tph	Tpc
10	40	30
20	50	30
30	60	30

donde:

Tph: Temperatura “Pinch” caliente

Tpc: Temperatura “Pinch” fría.

A los consumos mínimos utilitarios de calentamiento y enfriamiento, se le aplica un análisis de costos totales y para valores de Phu \$ 71,40 kW/año, y Pcu \$ 11,2 kW/año (datos de fábrica) se obtienen los datos de la tabla 10.

Tabla 10

	Calentamiento kW	Costo \$/año	Enfriamiento kW	Costo \$/año	Costo total \$/año
10	2 471,75	176 483			176 483
20	2 578,35	184 094	78,5	879	184 973
30	2 656,35	189 663	129,4	1 449	191 112

Se procede a la determinación de los subHEN o intervalos de temperatura en que se dividirá el sistema para cada Δt min. en específico /4/.

Estos subHEN de temperaturas se pueden obtener confeccionando las curvas de composición para cada Δt min.

De las curvas de composición se determina los intervalos de temperaturas.

Cálculo de las áreas teóricas para cada Δt min

El cálculo de las áreas teóricas de transferencia de calor para cada Δt min. se efectúa a partir de los balances de calor que se basan en la ley de la conservación de la energía y en la ecuación de la estructura de espaguetis, es decir:

$$\Delta t \text{ min.} = \sum_k (1/MLDT) \cdot \sum_l (q/hct)$$

Para efectuar estos cálculos, se utilizan los siguientes datos de coeficientes peliculares, dados por experiencias realizadas en la fábrica /5/:

$h = 340 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ para el intercambio proceso/proceso.

$h = 150 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ para el intercambio proceso/agua.

$h = 100 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ para el intercambio proceso/gases de combustión.

Este paso consiste en determinar cuál es el costo total de cada área teórica calculada para cada Δt min. Para ello se utiliza la ecuación de costos, pero teniendo en cuenta que se calcula el área en metros cuadrados y no por equipos de

Cálculo del costo de inversión teórico

Tabla 13. Costos

Δt min.	Área teórica m^2	Costo Inversión \$	Costo inversión \$/año
10	1 929,3	405 543	72 998
20	1 501,8	347 783	62 601
30	1 472,8	344 890	62 080

transferencia de calor y que el flujo es a contracorriente puro. Los datos obtenidos se encuentran reflejados en la siguiente tabla 13.

Determinación de la Δt óptima

Con este paso se determina el Δt min óptimo para retroajustar la red, a partir de graficar el

Tabla 14. Datos de costos

Δt min $^\circ\text{C}$	Costo total utilidad \$/año	Costo total Inv. \$/año	Costo total \$/año
10	176 483	72 998	249 481
20	184 973	62 601	247 574
30	191 112	62 080	253 192

costo total (\$/año) vs Δt min., partiendo de los datos de costo de energía y de costo de inversión. La tabla 14 muestra el resumen de los datos necesarios.

Un gráfico de costo total (\$/año) vs Δt min. da un valor de :

Δt min. óptimo= $20 \text{ }^\circ\text{C}$

Procedimiento de retroajuste de la red para Δt min = $20 \text{ }^\circ\text{C}$

Los pasos a seguir son los siguientes:

1. Identificar la red actual para Δt min. = $20 \text{ }^\circ\text{C}$.

A continuación se muestra el diagrama de rejillas con la representación del punto Pinch para la

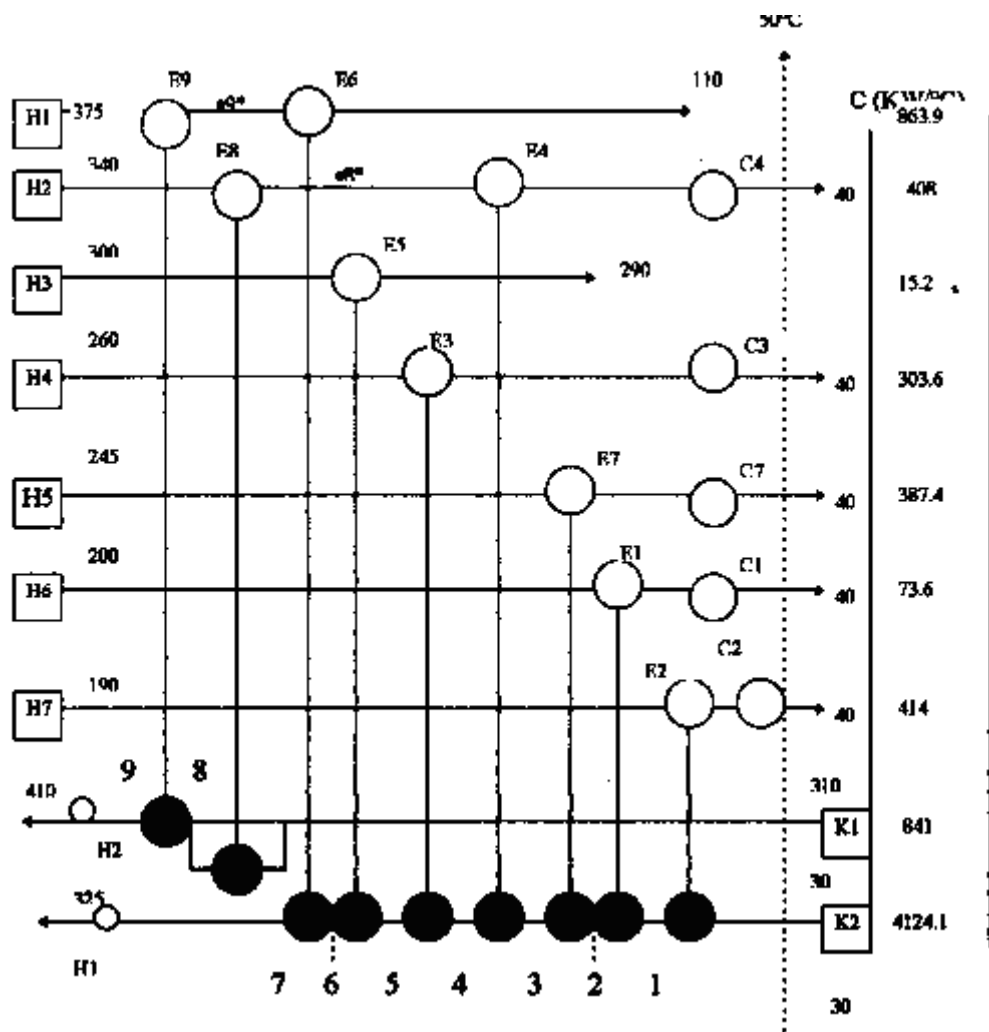


Fig. 8 Diagrama de rejilla propuesto.

De la figura anterior se puede observar lo siguiente:

- No existen equipos de intercambio transfiriendo calor a través del punto Pinch.
 - El sistema está trabajando a su capacidad nominal (430 TM/día).
 - La corriente H1 está conectada a un enfriador no siendo esto necesario puesto que esta alcanza su temperatura de salida antes del Pinch.
2. Eliminar los equipos que están atravesando el Pinch.
 3. Arreglar y completar la red, no son necesarios en este caso.

4. Desarrollo de nuevas mejoras de la red (HEN evolutivo).

Este es el paso más importante del método, ya que permite obtener la estructura definitiva, y por tanto, el HEN perfeccionado. Para ello se aplicarán los siguientes pasos:

- a) Aparejar las corrientes que tengan igual contenido calórico.
- b) Corrientes divididas.

Para el caso del inciso a), no hay posibilidades en el sistema, pero sí hay que tener en cuenta la condición de que por encima del punto Pinch $C_c \geq C_h$; condición ésta que se cumple en este sistema.

Para lograr un aumento en la temperatura de entrada al horno F 102 que no recibe intercambio alguno en el sistema es necesario instalar equipos de las corrientes que mayor contenido de calor presenten (H1 y H2) y entonces dividir la corriente K1 en dos.

Los equipos a instalar en estos casos, ¿cuáles serían?

- De los intercambiadores de calor que están situados en la corriente H1 (dos en serie) se conecta uno a una rama de la corriente K1.
- Existe en la batería de intercambiadores de la fábrica un IC que se encuentra en desuso debido a una línea que se eliminó este se conecta a la otra rama de la corriente K1.

El análisis de estos posibles movimientos, es decir, si realmente los cambios, hacen que disminuya la utilidad de calentamiento en el horno F 102, sin que disminuya en gran medida la temperatura de entrada del crudo al horno.

Conociendo los equipos a instalar, las temperaturas de salida se fijan así:

Para el equipo # 8, $T_8 = 320\text{ }^{\circ}\text{C}$

Para el equipo # 9, $T_9 = 330\text{ }^{\circ}\text{C}$

Aplicando un balance de energía para conocer a que temperatura siguen las corrientes calientes después, se tendrá: $T_{9^*} = 362\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $T_{8^*} = 309\text{ }^{\circ}\text{C}$.

El análisis de todo el sistema para conocer la nueva temperatura de entrada del crudo, se representa en la tabla 15.

Tabla 15

Punto	Equipo que transfiere	Valor de la carga (kW)	Temp. de salida ($^{\circ}\text{C}$)
1	E2	386,4	57,6
2	E1	69	62,53
3	E7	368,5	88,9
4	E4	365,84	115,1
5	E3	289,8	135,8
6	E5	15,2	136,8
7	E6	821,52	195,56**
8	E8	42,05	320
9	E9	42,05	330

**Es la nueva temperatura de entrada del crudo al horno.

Este HEN presenta las siguientes características:

- El sistema puede trabajar a capacidad nominal
- No hay equipo intercambiando calor a través del Pinch
- Todos los IC están operando por encima del Pinch
- No existen lazos cerrados.

- La corriente K1 fue dividida para mejorar la temperatura de entrada al horno, y aparejada con las corrientes 1 y 2.

- Todas las corrientes de la red cumplen con la temperatura del Pinch

Análisis económico de la red

Para efectuar el cálculo económico, se utilizará la ecuación siguiente:

$$Ct = N \cdot a (A/Fn \cdot N)^b$$

Tabla 16. Comparación entre las áreas teórica y real

Δt min. = 20 °C	m ²	Costo de inversión \$	Costo de inversión \$/año
Área teórica	15 01,8	347 783	62 601
Área real calculada	13 61,9	742 845	133 712
Área en fábrica	1 658,5		

Corno se observa en la tabla anterior, el área real es menor que el área teórica, mientras que el costo es mayor. Esto es debido a que en el cálculo del área real se tuvo en cuenta el tipo de equipo de intercambio a utilizar (número de corazas a instalar). El área real del sistema instalado en la refinería es de 1 658,56 m² que es a su vez mayor que las calculadas.

El costo de la inversión propuesta referido a los cambios de los equipos es aproximadamente de \$ 5 000. Por lo tanto se considera, ya que la red está adecuadamente retroajustada.

En la tabla que sigue se muestran los datos comparativos de las dos redes, antes y después de ajustarlas.

Tabla 17. Comparación entre la red inicial y la red retroajustada

Δt min 20	Consumo Utilit. Calient. kW	Costo \$/año
Red inicial	2 578,33	184 094
Red perfecc.	2 481,80	177 200

Esta tabla refleja que:

- El consumo utilitario de calentamiento de la red disminuyó con respecto a la inicial, reportando un ahorro de \$ 6 894,0/año.
- El consumo utilitario de enfriamiento de la red disminuyó también con respecto a la inicial, no siendo este en mayor cuantía.
- Existe un ahorro de 97 Kw, equivalente a fuel-oil, que reporta un ahorro de 177 t/año.

Tiempo de recuperación de la inversión es el siguiente:

$$tr = \text{costo de inversión/ahorro (años)}$$

$$tr = 5\,000/6\,894; tr = 0,72 \text{ años}; tr = 8,6 \text{ meses.}$$

Conclusiones

- Es posible desde el punto de vista técnico-económico, producir una sensible mejora en el

proceso de calentamiento de crudo, a través del reordenamiento de las unidades de intercambio de calor y la introducción de una torre de destilación al vacío mejorando así la eficiencia energética del proceso.

- El retroajuste de la red actualizada permite trabajar a la capacidad máxima actual, logrando con esto un ahorro de combustóleo de 177 t/año.
- Se puede obtener con esta modificación un ahorro de utilidades de aproximadamente \$ 6 894/año.
- Las caídas de presión permisibles en los diferentes equipos de la red no se afecta por el retroajuste de la misma, ya que el equipo de bombeo en la práctica se ajusta a estas condiciones del proceso.
- Del análisis económico efectuado se puede pensar que estas modificaciones son factibles, ya que el tiempo de retorno obtenido es de 8,6 meses.

Nomenclatura

HEN: Red de intercambio de calor.

Fuel-Oil: Combustoleo.

Nh: Número de corrientes calientes.

Nc: Número de corrientes frías.

Nhu: Número de utilidades calientes.

Ncu: Número de utilidades frías.

TS: Temperaturas sensibles, °C

TT: Temperaturas objetivo, °C

CTT: Temperaturas objetivo controlada, °C

T1...17: Temperatura de salida de cada equipo.
°C.

H: Coeficientes de transferencia de calor
peliculares, kW/m²- °C.

K: Corriente fría (crudo).

H1-D3- (tope de la torre de destilación al vacío)

H2 –Kerosina (corte Literal de la torre de
destilación atmosférica).

H3 –Diesel (corte lateral de la torre de destilación
atmosférica).

H4 -R2 (corte lateral de la torre de destilación al
vacío).

H5 -P-13 (plato intermedio de la torre de
destilación al vacío).

H6. R1 (fondo torre de destilación al vacío).

H7. R3 (corte lateral de la torre de destilación al
vacío).

K1. Petróleo crudo (materia prima de la torre de
destilación atmosférica).

K2. Fuel pesado (materia prima de la torre de
destilación al vacío).

Bibliografía

1. Linnhoff, B., User Guide on Process Integration for Efficient Use of Energy, Inst Chem Eng London, 1993.
2. Townsend D.W. and Linnhoff B. Heat and Power Network in Process Integration, ICHE 29, 1983, pag. 742.
3. Hohmann, E. C.. Ph.D. Thesis University of Southern California .USA. 1971.
4. Kotjabasakls, E., Forthcornlng, Ph.D. Thesis(UMIST,England). 1986.
5. Espinosa, P. R. , Ferrer, O. A., Conceptos fundamentales de la tecnología Pinch, Soporte magnético, UCLV, Cuba. 1999.
6. Espinosa, P. R. , Pimienta, R., Tesis para la opción de Ingeniero en Procesos Químicos, UCLV, Cuba. 1999.
7. Grossmann, I. E., Heleman K. P. and Swaney, R. E. Comp. and Chem. Eng 7 (443), 1983. Pag 9
8. Linnhoff, B. and Kotjabasakis, E. Downstream Paths for Operable Process Deslgn. Chern.Eng. Prog. May, 1986.
9. Kotjabasakis, E. and Linnhoff, B., Flexible Heat Exchanges Network Dislgn. Comments on the Problem Definición and on Suitabie Solutions Techniques. Chem. Eng. Symposium Series No.105. 1988.