



MODERNIZACIÓN DEL TREN DE INTERCAMBIO DE CALOR DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN COMBINADA POR MEDIO DE UNA TÉCNICA DE INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

Daniel Salazar Sotelo, Marianela Cano Rangel e Iván Escamilla Bolaños
Escuela de Ciencias Químicas, Universidad La Salle

RESUMEN

La industria de la Refinación en México, fincó su desarrollo en los años 60's y 70's, con el objeto de sustituir importaciones y satisfacer la creciente demanda del mercado interno. Sin embargo en esos años se carecía de las poderosas herramientas de análisis de procesos que se tienen disponibles actualmente para resolver problemas de diseño y dimensionamiento.

El esquema de proceso de una planta combinada de una Refinería Mexicana se analizó en este trabajo mediante un procedimiento que involucra la simulación del proceso y una aplicación de la tecnología de "Punto de Pliegue" para la readaptación de redes, propuesta por Linnhoff y Tjoe (1), en la que se busca disminuir los consumos de energía utilizando adecuadamente el área existente y considerando los costos de energía, gastos de inversión y rentabilidad de la readaptación.

Los resultados obtenidos indican que es posible obtener una reducción en el consumo de combustible de los hornos equivalente a 3.8 miles de millones de dólares por año (MMUS\$/año), eliminando algunos intercambiadores y enfriadores y adicionando otros, para un total de 26 cambiadores nuevos que significan una inversión de 1.44 MMUS\$. El periodo de recuperación para esta inversión es de 4.5 meses, por lo cual las modificaciones propuestas resultan muy atractivas.

ABSTRACTS

Mexican Refining industry defined its development in the 60's and 70's aiming to substitute imports and satisfy the growing internal demands. In those years the designs were made without the powerful tools for process analysis available today.

A Combined Crude Distillation process scheme was analyzed in this work through simulation and Pinch technology application. A method for process retrofit, proposed by Linnhoff and coworkers (1) was used. This method look for energy consumption minimization by reusing the existing heat exchangers and considering readaptation energy costs, investment and profitability.

The results showed that it is possible to reduce Fired heaters fuel consumption saving 3.8 billion dollars per year (MMUS\$/year), by deleting some heat exchangers and adding others, giving a total of 26 new heat exchangers which means a 1.44 MMUS\$ investment. Payout period for this investment is 4.5 months, making the revamp very attractive.

INTRODUCCIÓN

La Industria de la Refinación en México ha contado con los elementos básicos para su desarrollo, como son:

- Disponibilidad de materia prima.
- Un mercado interno en continua expansión.
- Recursos financieros suficientes.

- Recursos humanos con experiencia en la industria de proceso que absorbieron con gran celeridad los conocimientos requeridos para dominar las tecnologías de esta industria.
- Una legislación adecuada que ha permitido desde los primeros años de desarrollo de esta industria un crecimiento armónico entre sus sectores.

El desarrollo de esta industria está íntimamente ligado al de la economía en general, ya que es de



las actividades productivas que tienen una mayor interrelación con las demás ramas de la actividad económica, debido a la gran variedad de productos que genera. PEMEX-Refinación cuenta con 6 refinerías en el país que representan una capacidad total de procesamiento de 1.5 millones de barriles por día (BPD) y actualmente está tratando de mejorar la eficiencia operativa de sus instalaciones para cumplir con la calidad creciente que se exige para los combustibles petrolíferos y al mismo tiempo optimizar la operación de las unidades para incrementar la rentabilidad de esta industria (2).

En este trabajo se seleccionó el proceso de destilación atmosférica y de vacío que integrados se conocen como plantas combinadas para revisar el diseño básico del tren de intercambio térmico, utilizando herramientas de simulación y la tecnología del "Punto de Pliegue", misma que, desde que se desarrolló hace dos décadas, ha contribuido a establecer alternativas viables de diseño y readaptación de procesos.

PROCESO DE DESTILACIÓN COMBINADA

Una planta Combinada consta de una Sección de Destilación Atmosférica, una de Destilación al Vacío y una de Tratamiento Caústico (la cual no es considerada dentro de este trabajo). La función de la Sección Atmosférica es la separación primaria del crudo, para obtener los siguientes productos: Mezcla de Naftas (Nafta de despunte y Nafta ligera), Nafta pesada, Querosina, Gasóleo Ligero Primario (GOLP), Gasóleo Pesado Primario (GOPP) y Residuo primario. Este residuo se lleva a la sección de Destilación al Vacío, cuya función es la de obtener por destilación fraccionada Gasóleo Ligero de Vacío (GOLV), Gasóleo Pesado de Vacío (GPOV) y Residuo de Vacío (3). La función de la sección de Tratamiento Caústico es la eliminación de azufre de la mezcla de naftas.

Se seleccionó una unidad combinada con capacidad de 160,000 BPD de crudo primario con una composición de 70% volumen de crudo Istmo y 30% volumen de crudo Maya, mostrándose en la Figura 1 el esquema de proceso correspondiente. El proceso consiste básicamente en el calentamiento, desalado y destilación fraccionada del crudo, el cual se alimenta a dos trenes paralelos de precalentamiento para intercambiar calor con los productos, corrientes de extracción de calor de la torre de destilación y con corrientes calientes de la torre de destilación al vacío. En un

punto intermedio de los trenes, el crudo se somete a un proceso de desalado de tipo electrostático en el que se logra la eliminación del 99% de las sales que lleva, evitando así problemas posteriores de incrustación y corrosión.

Después del precalentamiento, el crudo se envía a dos torres despuntadoras, para obtener gas combustible como destilado vapor y nafta ligera como destilado líquido, reduciendo así la carga a la columna de destilación atmosférica. El crudo despuntado se alimenta a un calentador a fuego directo, para que alcance el nivel de temperatura requerido para el fraccionamiento (370 °C). También se alimenta vapor de agua a la torre atmosférica para disminuir la presión parcial de los hidrocarburos y mantener la temperatura y presión adecuadas en la torre, así como contribuir como agente de arrastre de los productos ligeros.

En los domos de la torre de destilación atmosférica se extraen gas y nafta, mientras que la Nafta pesada, la Querosina, el GOLP y el GOPP se obtienen como extracciones laterales. Los tres primeros cuentan con columnas de agotamiento con vapor de agua para obtener las especificaciones requeridas. Además de las extracciones de productos, la torre atmosférica cuenta con dos recirculaciones líquidas (*pumparounds*) para la extracción de calor, que permiten reducir el perfil de flujos de vapor en la torre y aprovechar el calor para el precalentamiento de la carga. Después de intercambiar calor en el tren, los productos se enfrían con agua.

El residuo de la destilación atmosférica se envía a calentar a un horno, donde se vaporiza parcialmente y se alimenta a la torre de destilación al vacío. La presión de esta torre se mantiene mediante un sistema de eyectores, siendo por lo tanto del tipo "seco". El residuo de vacío se envía al tren de precalentamiento del crudo y a límites de batería previo enfriamiento.

De la torre de vacío se extraen dos corrientes laterales: la corriente de GOLV se envía al tren de precalentamiento y después se divide en dos partes, una como reflujo y otra a límites de batería previo enfriamiento; la corriente de GPOV se usa parcialmente como reflujo y parcialmente como medio de calentamiento del crudo y después a límites de batería.

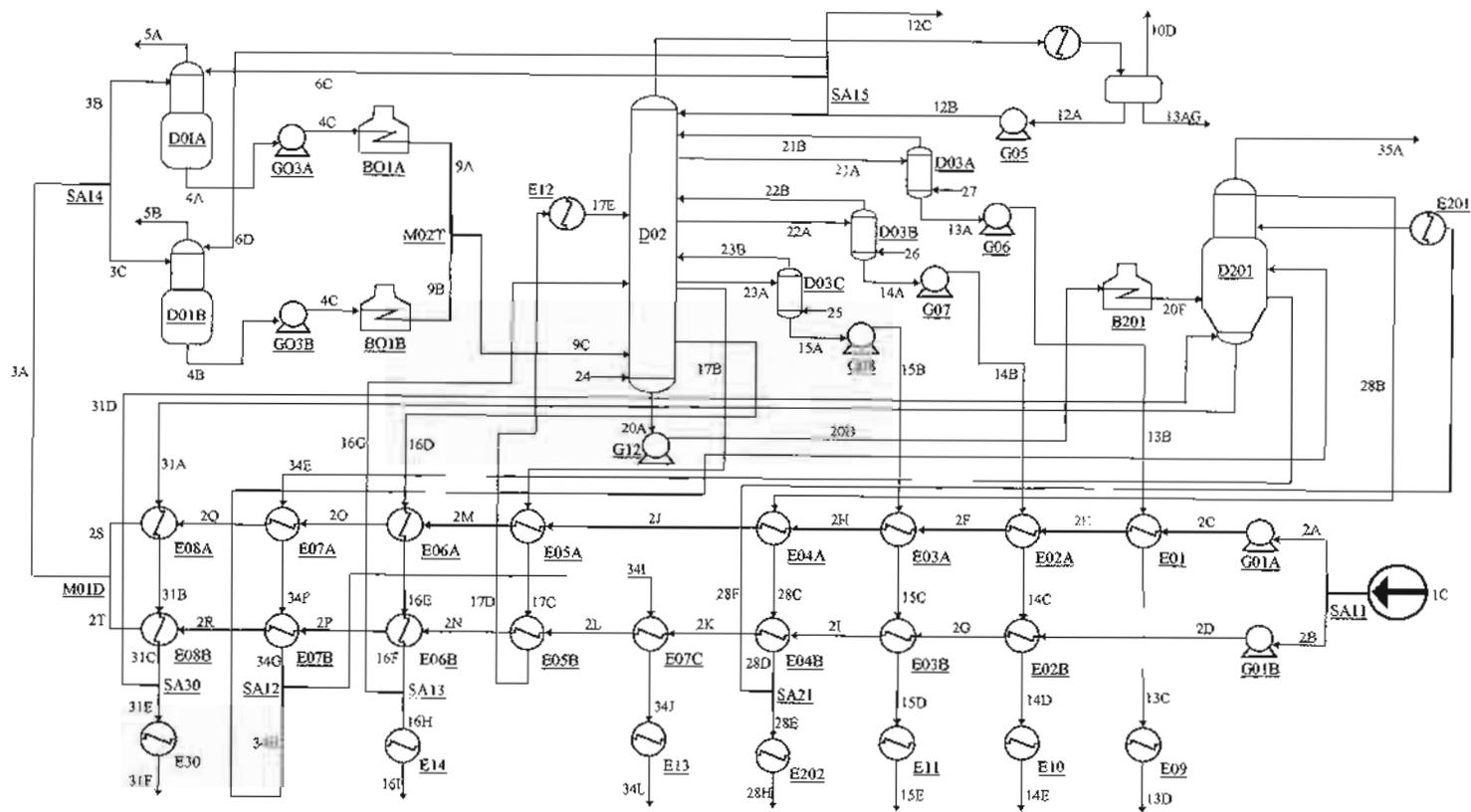


Figura 1. Esquema de proceso de una planta de Destilación Combinada.





METODOLOGÍA

Simulación del Proceso

Simular un proceso químico es crear un modelo que permita estudiar y prever el comportamiento que tendrá dicho proceso ante determinadas condiciones de operación. Son evidentes las ventajas que tiene este procedimiento frente a la experimentación en planta piloto, en términos de rapidez y economía. Las unidades de destilación combinada pueden ser simuladas en su totalidad (con la excepción del desalado), haciendo la caracterización del crudo en pequeñas fracciones llamadas "pseudocomponentes", partiendo de los ensayos (análisis para caracterización) de los crudos (4).

Para este trabajo se utilizó el Simulador de procesos comercializado por *Simulation Sciences Inc.*, llamado *PRO-II* (5). Este simulador es un programa de computadora con un alto nivel de desarrollo que combina bases de datos de una gran cantidad de componentes y métodos que predicen propiedades termodinámicas, con las más avanzadas y flexibles técnicas de simulación y diseño de operaciones unitarias.

Tecnología del Punto de Pliegue

La tecnología del Punto de Pliegue (TPP) permite a los ingenieros seguir los flujos de calor de las corrientes de proceso a través de una planta, facilitando la integración energética en los diseños. La TPP ha probado su capacidad para mejorar la eficiencia energética de los procesos y ha resultado también útil para lograr reducir las emisiones de contaminantes a la atmósfera (CO_2 , SO_x y NQ), como resultado de los ahorros en consumos de energía (6).

El "Punto de Pliegue", cuya localización fue descrita inicialmente por Linnhoff en 1978, es el punto de temperatura arriba de la cual el proceso opera con un déficit de calor, mientras que abajo del mismo se comporta como una fuente de calor. Basándose en principios rigurosos termodinámicos, la TPP vincula corrientes frías que requieren ser calentadas, con corrientes calientes, pudiendo ser usada para determinar los mínimos requerimientos de servicios auxiliares de calentamiento y enfriamiento (7).

La aplicación de la TPP en el diseño de redes de intercambio de calor se hace definiendo el gradiente de temperatura mínimo (ΔT_{\min}) en el punto de pliegue y un análisis para lograr una

reducción controlada de unidades, y así tener un grado adecuado de recuperación de calor, conjuntamente con un número aceptable de unidades y una garantía de operación segura y flexible. Esta situación es particularmente importante en la readaptación de redes existentes (8).

Linnhoff y Tjoe, propusieron en 1986 (1), una técnica que ha sido utilizada exitosamente en muchos proyectos, para la readaptación de procesos que, partiendo de los mismos principios termodinámicos de la TPP, sienta las bases para emprender readaptaciones controladas manteniendo la filosofía de establecer metas antes de efectuar la readaptación, en forma de ahorros de energía, costos de capital o períodos de recuperación.

Para definir las metas de una readaptación es necesario analizar previamente el concepto de área mínima para una red. Se puede demostrar que si las corrientes de proceso en una red intercambian calor de manera que las combinaciones sean verticales entre las curvas compuestas que relacionan la temperatura con la entalpía, entonces el área total de transferencia es minimizada. Esta área mínima puede calcularse con una aproximación que no tiene un error mayor de 10% y que se basa en la siguiente ecuación:

$$A_{\min} = \sum_i [1/\text{LMTD}_i [\sum_j (q_j/h_j)]]$$

donde, en el intervalo i , existen j corrientes (calientes y frías) con sus cargas individuales de calor, q_j , y sus respectivos coeficientes de película, h_j . LMTD_i es la diferencia logarítmica media de temperatura en el intervalo i .

En la Figura 2 se muestra una gráfica en la que se relacionan los requerimientos energéticos con el área mínima de intercambio de calor usada en un proceso cualquiera. El punto A representa el caso en que se tiene una ΔT_{\min} pequeña, con una buena recuperación energética pero con un alta inversión en área. El punto C representa una ΔT_{\min} mayor respecto al punto anterior, disminuyendo la recuperación energética aunque con una baja inversión en área. La línea continua entre estos puntos representa una serie de redes teóricamente posibles. El punto B muestra el punto de equilibrio donde se minimiza el costo total.

El área debajo de la curva está marcada como "no factible", ya que no es posible diseñar una red



con menor área que la mínima para un nivel de recuperación energética determinado. La gran mayoría de las redes existentes se ubican arriba de la línea, por ejemplo, en el punto X. Un diseño en tal situación no logra aprovechar su área instalada, o visto de otra manera, no recupera tanta energía como debería.

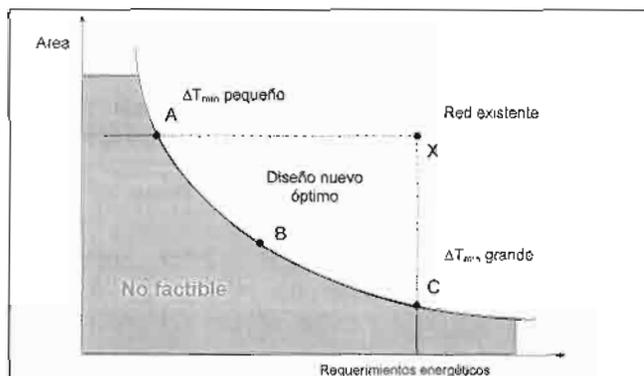


Figura 2. Requerimientos energéticos vs. área.

La estrategia a seguir en las readaptaciones es la de aprovechar eficientemente el arreglo de la red existente, mejorando la recuperación energética con acercamientos de las curvas compuestas. El punto ideal para una readaptación, si se partiera de X (Figura 2), sería el punto A, con lo que se ahorraría tanta energía como es posible considerando el área disponible. Sin embargo, en la práctica, frecuentemente se tiene que invertir cierto capital para incrementar el área de intercambio. El procedimiento consiste en definir una "eficiencia de área" ($\alpha = \text{área mínima} / \text{área existente}$) y vigilar que la nueva red de intercambio tenga una eficiencia al menos equivalente a la actual. Por otro lado se dibuja la red existente en una forma que se identifique a los intercambiadores que cruzan el punto de pliegue y proceder a eliminarlos, colocando nuevos intercambiadores y, donde sea posible, reusar los intercambiadores eliminados. Finalmente se aplican mejoras evolutivas a las redes obtenidas para maximizar la compatibilidad con la red existente, reusando el área existente tanto como sea posible.

En resumen, el procedimiento utilizado está basado en la TPP y en los criterios de ingeniería. Estableciendo con claridad las metas, se pueden definir la conveniencia de las diferentes opciones rápidamente, estimando un período de recuperación y los ahorros que pueden lograrse partiendo de un cierto nivel de inversión.

APLICACIÓN

Con la información de corrientes y equipos proporcionada por la simulación y el método de readaptación basado en la TPP, 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 fue encontrar un rediseño de la red que disminuyera el costo de los servicios auxiliares, utilizando adecuadamente el área de intercambio de calor existente, todo ello con metas en cuanto a costos de energía, gastos de inversión y retorno de la misma, de manera que la readaptación sea factible económicamente.

El primer punto fue establecer el área mínima requerida para diferentes valores del ΔT_{\min} con la construcción de las curvas compuestas del proceso. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 1. El valor de 23.17 para la ΔT_{\min} corresponde al punto donde el servicio de enfriamiento desaparece, mientras que el valor de 158.4 concuerda con la cantidad de servicios auxiliares que emplea la red existente. En esta tabla se muestran los servicios de calentamiento, porque una disminución/aumento en el empleo de estos servicios provoca a su vez la misma reacción en las necesidades de enfriamiento, por lo que basta con seleccionar el que tenga mayor impacto en la economía del proceso.

Tabla 1. Requerimientos de Área Mínima

ΔT_{\min} (°C)	Necesidad de Calentamiento (MMBTU/D)	Área requerida (pies ²)
23.17	7070	54562
40	7878	49417
60	7915	42064
80	8435	34678
100	9229	28488
120	10300	21026
140	11619	14913
158.4	13902	8664

La eficiencia de la red fue de:

$$\alpha = 8664/32514 = 0.266,$$

lo cual significa que se operó con una eficiencia baja. Si bien en un arreglo práctico es imposible llegar a valores cercanos a la unidad, un diseño



nuevo podría tener valores entre 0.7 y 0.8. Sin embargo, cabe destacar que la verdadera importancia del valor de α , más que calificar el desempeño del arreglo existente, es proveer un parámetro de comparación para la definición de alternativas económicamente viables.

Haciendo un análisis de las readaptaciones factibles (correspondientes a valores de $\alpha = 0.266$), se seleccionó un $\Delta T_{\text{m}} de 60 \text{ }^\circ\text{C}$ que corresponde a una inversión de 1.6 MMUS\$ y un período de recuperación de 5 meses (9). En la Figura 3 se muestra la red existente en el formato "grid", usando dicho valor, con lo que el Punto de Pliegue para las corrientes calientes tendrá un valor de $80.15 \text{ }^\circ\text{C}$, mientras que para las corrientes frías dicho valor será de $20.15 \text{ }^\circ\text{C}$. A partir de esta Figura se identifica que los intercambiadores E02B y E03B, así como los enfriadores E09, E202 y E201, transfieren calor a través del Punto de Pliegue, además de que existen enfriadores que se encuentran arriba del Punto de Pliegue (E12, E13, E14 y E30), por lo que es conveniente eliminarlos.

Como se mencionó anteriormente, la readaptación de la red debe llevarse a cabo manteniendo la estructura básica de la misma, sin provocar cambios radicales que pudieran acarrear problemas de operación o de flexibilidad. Dado que sólo hay dos corrientes frías que se encuentran en el Punto de Pliegue, los gradientes de temperatura entre éstas y las calientes son un factor limitante en las modificaciones propuestas. La red se completó aumentando el área de los intercambiadores existentes con nuevas corazas y estableciendo nuevas combinaciones. La readaptación se inició en el Punto de Pliegue (parte más restringida del problema) y continuando hacia los extremos, como se indica a continuación:

- Para evitar que el enfriador E09 transfiera calor a través del Punto de Pliegue, se aumentó el área del intercambiador E01 para que la corriente 13B pudiera llegar a una temperatura de $80.15 \text{ }^\circ\text{C}$, que es la temperatura del Punto de Pliegue para las corrientes calientes.
- Dado que el cambiador E02B debe eliminarse, es necesario aumentar tanto el área del E02A, con el objeto de que la corriente 14B llegue a la temperatura del Punto de Pliegue, así como la carga del enfriador E10.
- Ya que el gradiente de temperatura en el intercambiador E03A se ha reducido como

consecuencia del aumento en el área de los cambiadores E01 y E02A, se prefiere intercambiar la corriente 15B con el crudo en la corriente 2D, es decir, el cambiador E03B que fue eliminado anteriormente es reutilizado, llevando a la corriente caliente a la temperatura del Punto de Pliegue, para lo cual se debe de aumentar el área de intercambio. La carga del enfriador E11 también se ve incrementada.

- Para compensar la falta de los enfriadores E202 y E20, es necesario acrecentar el área del cambiador E04B para llevar la corriente 28B a la temperatura del Punto de Pliegue.
- La eliminación del enfriador E12 trae como resultado un aumento en el área de los cambiadores E05A y E05B, ya que la corriente 17B debe de ser llevada a su temperatura meta ($121 \text{ }^\circ\text{C}$) mediante intercambio de calor en estas unidades.
- La carga faltante del enfriador E14 se suple con una nueva combinación de corrientes que se intercambian en el unidad A, la cual es colocada en el lugar apropiado para evitar que los gradientes se reduzcan demasiado, lo que provocaría el empleo excesivo de área.
- Los cambiadores E07A y E07B mantienen su posición dentro de la nueva estructura, aunque debido a la gradual reducción de los gradientes de temperatura como efecto de una mayor transferencia de calor al crudo en el nuevo arreglo, es necesario aumentar el área en el cambiador E07A.
- El cambiador E07C aumenta su carga como resultado de suprimir el enfriador E13, sin embargo, dado que la corriente caliente debe de ser llevada hasta una temperatura de 87.7°C se puede observar que inevitablemente se incurrirá en un cruce significativo de temperaturas en el cambiador, como consecuencia de la disminución de los gradientes en este punto.
- La eliminación del enfriador E30 es decisiva en la readaptación, ya que la carga de éste debe de ser cubierta mediante intercambio con el crudo precalentado en el lugar apropiado (cambiador B), nuevamente considerando el gradiente que es vital en cualquier parte del arreglo y, con las corrientes 4C y 4D que en el

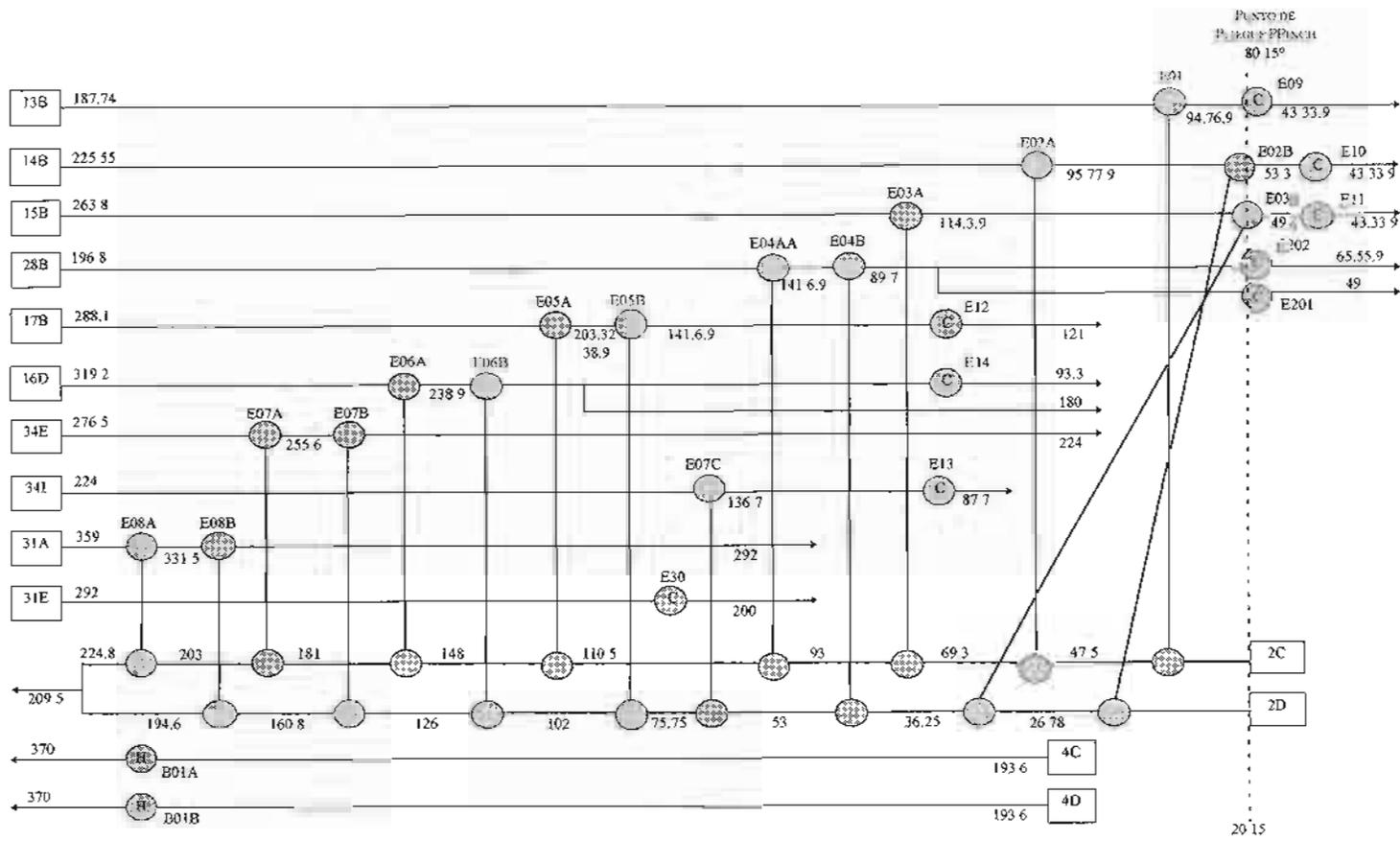


Figura 3. Arreglo de la red de intercambio existente.



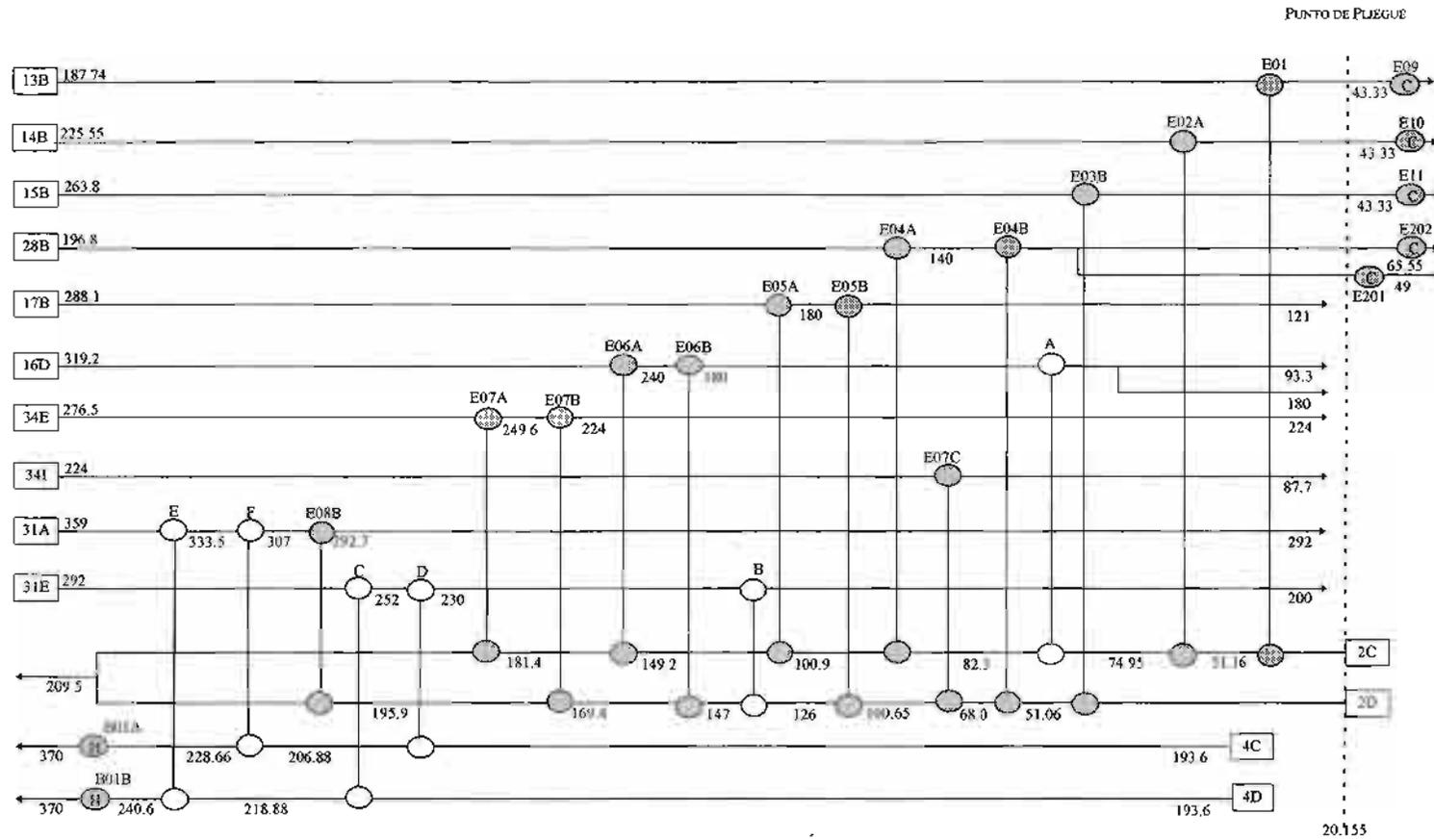


Figura 4. Arreglo propuesto para la red de intercambio térmico.



cambiadores (antes de los hornos atmosféricos).

- Si bien el cambiador E08A no fue suprimido inicialmente, éste no interviene en la nueva red, ya que las combinaciones introducidas y el incremento de área en otras, proveen del calor necesario para calentar el crudo casi hasta su temperatura meta promedio (209.5 °C), razón por la cual basta con mantener el cambiador E08B para conseguir que éste llegue a las condiciones deseadas.
- Los cambiadores contemplados hasta el momento, no logran satisfacer las cargas térmicas de las corrientes 31E y 31A, lo que hace necesario la introducción de cuatro nuevas combinaciones que intercambian calor con las corrientes 4C y 4D en las unidades C, D, E y F, lo que conlleva un doble beneficio: llevar a las corrientes calientes en conjunto con las unidades B y E08B hasta su temperatura meta y, contribuir a calentar el crudo despuntado antes de entrar a los hornos, disminuyendo la carga de los mismos y por ende el consumo de combustible.

Una vez que la nueva red ha sido completada es necesario obtener las condiciones de operación de la misma, para lo cual se debe simular de nuevo la sección de intercambio, introduciendo las modificaciones realizadas. En la Figura 4 se observa el nuevo arreglo en representación "grid". Debe señalarse que los cambios introducidos al tren de intercambio no han alterado las condiciones de operación ni la estructura de la sección de fraccionamiento.

Dado que las corazas de los cambiadores eliminados (E02B, E03A y E08A) se reubicaron con el objeto de aprovechar el área existente como indica la filosofía de la readaptación, el número real de corazas nuevas será de 26. Por lo tanto, el nuevo arreglo está compuesto por 44 corazas lo que conduce a una reducción en la inversión y consecuentemente en el período de recuperación previstos. La inversión prevista de 1.6 MMUS\$ se reduce a 1.44 MMUS\$ y el período de recuperación pasa desde 5.03 hasta 4.5 meses.

CONCLUSIONES

Con las modificaciones propuestas para el proceso existente, arrojadas por la readaptación, se alcanza el objetivo principal del presente trabajo

de plantear alternativas de rediseño de la red de recuperación de calor de una planta de destilación combinada de crudo, con el propósito de contribuir al mejor aprovechamiento de la energía en la misma.

Una parte fundamental del método usado, sin la cual esta readaptación difícilmente se hubiera logrado, es la valiosa herramienta de simulación de procesos, con la cual se predicen temperaturas y propiedades como los coeficientes de película de los cambiadores, dando una representación adecuada de las condiciones de operación actuales de la planta.

Aunque la TPP ha demostrado su éxito en el terreno de diseños nuevos, estudios como el presente demuestran que es posible aplicarla a readaptaciones de procesos existentes, si bien su aplicación tiene un cierto grado de complejidad, debido a las restricciones en el uso de equipo. La contribución más importante de la técnica de readaptación es el establecimiento de metas objetivas y fáciles de cuantificar, proveyendo un buen punto de inicio para emprender el rediseño.

Los beneficios estimados al incorporar los cambios propuestos a la planta combinada son considerables, puesto que representan una reducción en el consumo de combustible en los hornos atmosféricos del 43%, lo que significa 3.8 MMUS\$/año, con un nivel de inversión de 1.44 MMUS\$ y un período de recuperación de 4.5 meses.

Estudios como el presente sirven para demostrar la factibilidad de aplicación de técnicas modernas de análisis de procesos para la modernización de unidades (10), objetivo que puede ser de gran utilidad en el contexto de la industria química en México.

REFERENCIAS

1. Linnhoff, B. y Tjoe. Using Pinch Technology for Process Retrofit. *Chem. Eng.* 93: 4, 1986.
2. PEMEX. *Memoria de Labores*. México [s.e.] 1994.
3. Gary J.H. y Handwerk G. E. *Refinación del Petróleo*. España, Editorial Reverté, 1980.



4. Manríquez, L., Moreno A. y Anaya C. Assays for important Mexican Crudes Updated. *Oil & Gas Journal*, Marzo 4, 1991.
5. Simulation Sciences Inc. *Manuales de Uso del PRO-II*. [s.e.] 1992.
6. Memorias del curso "Investigación aplicada al desarrollo: El método Pinch". México, Universidad La Salle, 1995.
7. Linnhoff, B. y Turner, J.A. Heat recovery networks: new insights yield big savings. *Chem. Eng.* Nov. 2, 1981.
8. Linnhoff, B., Pollwy, G.T. y Sahdev, V. General Process Improvements through Pinch Technology. *Chem. Eng. Progress* 84: 6, 1988.
9. Economic Indicators. Chemical Engineering Plant Cost Index. *Chem. Eng.* 102: 10, 1995.
10. Oliveira, W. *Crude Preheat train Debottlenecking using Hextran*. USA. SimSci International User Meeting, 1994.