

INTEGRACIÓN ENERGÉTICA EN LA SECCIÓN DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DE UNA REFINERÍA DE PETRÓLEO

Ing. Heydi Liliet Rivero Gutiérrez¹, MSc. Roberto Angel Lugo Martínez²,
Dr. C. Yoney López Hervis³

1. Universidad de Matanzas – Sede “Camilo Cienfuegos”, Vía
Blanca Km.3, Matanzas, Cuba. heydi.rivero@umcc.cu

Resumen

En la investigación se desarrolla la integración energética a través del método de programación lineal en la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo, con el propósito de minimizar el consumo de utilidades. Mediante la caracterización del proceso en estudio se definen 35 corrientes energéticas, de las cuales 24 son calientes y 11 son frías. Estas garantizan un intercambio térmico de 4 517 kW, donde las necesidades de calentamiento son de 17 880 kW y las de enfriamiento 22 398 kW. Se propone una red óptima con 67 intercambiadores de calor que reduce el consumo de portadores energéticos anuales; en el caso del agua de enfriamiento el ahorro es superior al 95% y para el *fuel oil* es 31%, mientras el ahorro de energía eléctrica es de 90%. La nueva red garantiza un beneficio anual de 25 millones de CUC, con un plazo de recuperación de seis meses para los equipos que se adquieren y un retorno de 160%.

Palabras claves: *integración energética, programación lineal, necesidades de enfriamiento y calentamiento, red óptima, portadores energéticos.*



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

1. INTRODUCCIÓN

En la mayoría de los casos el petróleo y sus productos derivados constituyen las principales fuentes de energía sobre las cuales descansa la confiabilidad del suministro energético. Resulta por ello de vital importancia el ahorro de este recurso natural y el empleo de tecnologías más eficientes para obtener sus derivados (Visbal y Proaño, 2014). Se plantea que nuestro futuro no depende de una solución única, sino de diversas medidas, entre las que debe destacar la mejora de la eficiencia energética, que consiste en reducir los consumos de energía para un mismo servicio prestado (Pontoni, 2004).

Para AIP (2015), una refinería de crudo es un arreglo organizado y coordinado de procesos de fabricación, diseñado para producir cambios físicos y químicos en el crudo, con el objetivo de convertirlo en productos comercializables; los procesos que la integran se han desarrollado en respuesta a las exigencias cambiantes del mercado.

La estructura de una refinería y sus características de funcionamiento se determinan por su ubicación, antigüedad, disponibilidad de fondos para inversiones de capital, petróleos crudos disponibles, demanda del producto, requisitos de calidad del producto, normativa y estándares ambientales, así como las especificaciones y requisitos del mercado para los productos refinados (ICCT, 2011).

La destilación atmosférica es el primer proceso que ocurre en una refinería de petróleo, a la vez que resulta ser la etapa fundamental en este tipo de industrias. Las unidades de destilación son grandes consumidoras de energía calorífica y, de hecho, representan el mayor consumo energético en las refinerías, donde intervienen cuatro elementos fundamentales: los intercambiadores de calor, los hornos, la columna de fraccionamiento y las torres despojadoras (Heredia, 2008).

Castillo (2014) expone que si en un proceso se logran reducir los consumos de utilidades y de energía eléctrica, entonces se obtiene una mayor eficiencia energética y económica por disminución de los costos de operación. Por ello es de gran importancia realizar investigaciones que favorezcan la reducción del consumo energético en las secciones de destilación atmosférica en refinerías de petróleo, con el objetivo de lograr la mayor eficiencia posible de las mismas. De ahí la necesidad de realizar una integración energética que permita ese fin.

Para hacer frente al desafío de maximizar el ahorro de energía, se han desarrollado diversos métodos de integración energética de procesos (Garrido, 2010). Según Montes de Oca y



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

Domínguez (2008), una de las metodologías que se ha vuelto imprescindible para diseñar una red de intercambio de calor es la programación matemática, la cual resulta factible en la integración al mostrar en sus resultados la red óptima de intercambio.

2. MATERIALES Y MÉTODOS

El caso de estudio lo constituye la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo. Esta tiene como objetivo procesar el crudo de alimentación con el fin de obtener las fracciones que constituyen las materias primas de las secciones posteriores. El proceso se efectúa por medio de métodos fisicoquímicos, tales como: la desalación y deshidratación (químicos) y la rectificación e intercambio de calor (físicos).

Para efectuar la integración energética de la sección se utiliza la programación lineal a partir de la metodología descrita por Biegler *et al.* (1997). El objetivo del método consiste en proponer una red de transferencia de calor óptima entre las diferentes corrientes del proceso, que permita aprovechar al máximo todas las posibilidades de calentamiento y enfriamiento entre las propias corrientes, lo cual reduce la necesidad de utilizar fuentes externas. Para proponer la red de intercambiadores integrada, la programación matemática se divide en las siguientes etapas de trabajo:

Etapla preliminar: Desintegración energética del proceso

La desintegración energética consiste en eliminar cada uno los intercambiadores de calor del diagrama de flujo del proceso, y en su lugar indicar el calentamiento o enfriamiento de las corrientes mediante su temperatura inicial y final.

Etapla 1: Identificación de las corrientes energéticas

Las corrientes energéticas se clasifican en frías (absorben calor), calientes (ceden calor) y utilidades, que son fluidos adicionales que se utilizan como medio de enfriamiento (utilidades frías) o de calentamiento (utilidades calientes) cuando no es económico o práctico el uso de un intercambiador de calor entre las corrientes de un proceso (Montes de Oca, 2005).

Etapla 2: Extracción de los datos de las corrientes

El parámetro más importante de una corriente es su contenido energético (entalpía, calor específico, calor latente, etc.), además de otros como el caudal, la temperatura de entrada y de salida, y en ocasiones las composiciones de las mismas para estimar los calores específicos de las mezclas.



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

El flujo de calor necesario a suministrarle a las corrientes frías y/o a extraerles a las calientes se determina a partir de (1) si es calor sensible (asociado a un cambio de temperatura) o de (2) si existe calor latente (debido a un cambio de fase).

$$Q = m \cdot c_p \cdot (T_e - T_s) \quad (1)$$

$$Q = m \cdot \lambda \quad (2)$$

donde:

Q: Flujo de calor transferido (sensible o latente) (kW)

m: Flujo másico de la corriente (kg/s)

c_p : Calor específico de la corriente (kJ/kg·K)

T_e : Temperatura de entrada (K)

T_s : Temperatura de salida (K)

λ : Variación de entalpía de vaporización o condensación (kJ/kg)

El flujo de calor neto del sistema es la suma del calor de todas las corrientes. Si el valor obtenido es negativo ($Q_{\text{neto}} < 0$) significa que al sistema se le debe suministrar esa energía mediante utilidades calientes; mientras que si es positivo ($Q_{\text{neto}} > 0$) indica que ese calor debe ser extraído mediante utilidades frías (González, 2014).

Etapa 3: Selección de la $\Delta T_{\text{mín}}$ inicial

La temperatura de aproximación mínima ($\Delta T_{\text{mín}}$) representa la menor diferencia de temperaturas que puede existir entre una corriente fría y una caliente a lo largo de un intercambiador de calor para que la transferencia sea efectiva, debido a que no debe existir cruce de temperatura entre las corrientes frías y calientes. Para el sector de la refinación de petróleo, el intervalo recomendado es de 20 a 40 K (Gundersen, 2000).

Etapa 4: Construcción del diagrama de intervalos de temperatura

En el diagrama de intervalos de temperatura se indican todos los niveles de temperatura del proceso y proporciona la información cualitativa y cuantitativa del intercambio entre las corrientes del sistema. El flujo de calor neto del sistema es igual a la suma de los flujos de



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

calor de todos los intervalos, y este resultado tiene que coincidir con el valor del flujo de calor que previamente se calcula, para demostrar que el diagrama se confecciona correctamente. Estos valores permiten construir una tabla donde se indica el contenido energético de cada corriente de acuerdo a los intervalos, para facilitar la modelación matemática del diagrama de cascada (Kemp, 2007).

Etapa 5: Construcción del diagrama de cascada

El diagrama de cascada es una representación gráfica de cómo el flujo de calor, a manera de cascada, atraviesa los intervalos de temperatura. Este tiene la ventaja principal de poder ser considerado como un problema de transporte que se formula como un modelo de programación lineal. Las corrientes calientes (fuentes) transfieren el calor a las frías (destinos), a través de los intermediarios (depósito o almacén), que corresponden a los intervalos de temperaturas que garantizan un intercambio de calor factible. El exceso (o calor residual simple) se coloca en forma de cascada hacia el nivel de temperatura inferior. El modelo formulado generalmente tiene un grado de libertad, lo que implica un problema propio de optimización, cuya función objetivo es la minimización de los flujos calóricos de utilidades (Q_w (frías) y Q_H (calientes)). Finalmente, se determina el calor neto del sistema (Q_{neto}) mediante una diferencia entre los calores de las utilidades calientes y frías.

Etapa 6: Optimización de las restricciones generales y establecimiento de la función objetivo

En este punto se da solución al problema de programación lineal que se presenta en el diagrama de transporte, y para ello se emplea el *software* MATLAB. El problema está compuesto por las ecuaciones del balance de energía en cada intervalo (que constituyen las restricciones), y por la función objetivo que responde a la necesidad de minimizar el consumo de utilidades en el proceso. De esta forma se obtienen las cantidades óptimas que deben ser transferidas en cada intervalo de temperatura, y las cantidades mínimas de utilidades frías y calientes necesarias.

Etapa 7: Construcción del modelo de transporte ampliado

En este caso se debe ejecutar un balance de calor dentro de cada intervalo de temperatura. De esta forma se especifican las restricciones en los puntos de intercambio, se obtiene un modelo más complejo que el formulado para el diagrama de cascada, y con la solución de dicho modelo matemático ampliado se obtienen las cantidades intercambiadas durante el proceso, tanto entre corrientes frías y calientes como las utilidades. Es necesario destacar



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

que el contenido calórico de las utilidades tiene que coincidir con el obtenido en el diagrama de cascada.

Etapa 8: Distribución de la cantidad de calor a intercambiar

El modelo de programación lineal ampliado ofrece la información de las corrientes de intercambio, y a partir de ello se puede determinar el número de intercambiadores requeridos (que garanticen una transferencia eficiente para las condiciones mínimas de utilidades) y la distribución de las cantidades a intercambiar. En esta etapa se emplea el principio de que una corriente nunca debe transferir calor a través de la temperatura de *pinch*. Es por ello que para proponer la red de intercambio de calor entre las corrientes, se deben analizar por separado las redes de intercambio sobre y bajo el *pinch*. El objetivo de esta etapa consiste en determinar, para cada intercambiador de calor, las corrientes involucradas y la cantidad de energía que intercambian entre sí (Montes de Oca, 2005).

Etapa 9: Diseño preliminar de la red de intercambio de calor

A partir de la propuesta de intercambio de energía de la etapa anterior, quedan definidas las corrientes y la cantidad de calor que intercambian entre sí. Solamente falta definir el orden de los intercambiadores de calor en el diagrama de flujo. Sobre cada intercambiador se indica el calor que debe intercambiar y se calculan las temperaturas de entrada y de salida de cada corriente a cada uno de ellos (Pérez, 2013). Al ubicar los intercambiadores se debe comprobar que en ninguno de ellos existan cruces de temperatura ni se viole la diferencia mínima de temperatura propuesta, además de que no exista intercambio de calor a través del *pinch* (González, 2014).

Etapa 10: Diseño final del diagrama de flujo integrado energéticamente

Aunque se debe incluir un análisis económico y una optimización del costo total en función de la ΔT_{\min} , la etapa final de la integración energética la constituyen la reconstrucción del diagrama de flujo del proceso integrado y la realización del diseño de los intercambiadores de calor. Dentro del diseño se incluye el cálculo del área de transferencia de calor para cada uno de los equipos (3).

$$A = Q \cdot U_D \cdot LMTD \cdot F_T \quad (3)$$

donde:

A: Área del intercambiador (m²)



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

Q: Flujo de calor total transferido (kW)

U_D : Coeficiente global de transferencia de calor para las condiciones de operación (kW/m²K)

LMTD: Diferencia media logarítmica de temperaturas (K)

F_T : Factor de corrección de temperaturas

La LMTD se calcula a partir de la diferencia de temperaturas entre los cabezales caliente y frío. El U_D se obtiene según la tabla que refiere Edwards (2001) para sustancias que intercambian energía en cada equipo, y el F_T se selecciona por los gráficos de Kern (1999). Cuando se calculan las áreas de los equipos, puede determinarse el tipo de intercambiadores que representan. Según Incropera (2011), si dicha superficie de transferencia de calor es inferior o igual a 10 m² se considera que el intercambiador es de doble tubo, mientras que si excede los 1 500 m² se clasifica como un intercambiador de placas. En ambos casos se debe rectificar la ecuación para el cálculo del área, puesto que no se requiere la presencia de F_T . Mientras tanto, los equipos con un área de transferencia de calor comprendida en el rango de 10 a 1 500 m², constituyen intercambiadores de tubos y coraza, donde el número de pasos por cada lado depende del propio factor de corrección de la temperatura.

Etapa 11: Análisis económico de la nueva red de intercambio de calor

Los costos a considerar en el análisis económico son: el consumo de utilidades y la amortización del costo de adquisición de los equipos propuestos. Esto se debe a que el resto de los costos de producción no son modificados, puesto que al realizar la integración energética no se afectan las principales operaciones del proceso productivo.

La cantidad de energía que se entrega a cada equipo en particular que requiera de servicios auxiliares permite conocer el flujo de utilidad que se maneja en cada uno a partir de un balance de energía en dependencia del tipo de utilidad. Para el enfriamiento con agua se emplea la ecuación (4).

$$m_{\text{agua}} = Q \cdot c_p \cdot \Delta T \quad (4)$$

donde:

m_{agua} : Flujo de agua de enfriamiento para el intercambiador (kg/s)



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

En el caso de los enfriadores por aire, el costo a considerar es referido al consumo de energía eléctrica. Los mismos utilizan aire atmosférico, el cual se extrae del medio a través de ventiladores impulsados por electricidad. Por esta razón, solamente se debe conocer la potencia que consume cada uno de los equipos instalados, la cual tiene un valor de 45 kW para la unidad del caso de estudio (Pérez, 2012).

El calentamiento en el horno emplea dos tipos de combustible: *fuel oil* o gas combustible de baja presión; en este caso se considera el primero de ellos solamente. El flujo de combustible necesario se determina mediante la ecuación (5).

$$\eta H = \frac{Q}{VCI \cdot \eta_q \cdot m_{comb}} \quad (5)$$

donde:

ηH : Eficiencia del horno (%)

Q: Calor cedido por el combustible (kW)

VCI: Valor calórico inferior del combustible (kJ/kg)

η_q : Eficiencia de los quemadores, propuesta por el fabricante (%)

m_{comb} : Flujo de combustible (kg/s)

Según Pérez (2012), el valor calórico inferior del *fuel oil* es 40128 kJ/kg y la eficiencia del horno en cuestión es del 80%, mientras que González (2015) plantea que para los quemadores es de 90%.

Con los flujos de utilidades se estima el costo total de energía por concepto de calentamiento y enfriamiento, donde se deben conocer los costos unitarios de cada utilidad, para lo cual se emplea la ecuación (6).

$$C_{totalEnergía} = \sum_{i=1}^U m_U \cdot costo_U + Pot \cdot costo_E \quad (6)$$

donde:

$C_{totalEnergía}$: Costo total de energía (CUC/a)



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

m_U : Flujo de la utilidad U (m^3/a)

$costo_U$: Costo unitario de la utilidad U (CUC/ m^3)

U: Número total de utilidades usadas

Pot: Potencia consumida por los equipos (ventiladores de los enfriadores por aire) (kWh/a)

$costo_E$: Costo unitario de la electricidad (CUC/kWh)

El costo unitario de las utilidades se muestra en la Tabla 1, mientras que el costo de adquisición para cada intercambiador de calor se puede determinar a través del *software* CapCost.

Tabla 1: Costo unitario de las utilidades

Utilidades	Costo unitario
<i>Fuel oil</i>	211,60 CUC/ m^3
Agua de enfriamiento	1,55 CUC/ m^3
Electricidad	6,10 CUC/kWh

El costo de adquisición de la red de intercambio de calor depende de algunos factores esenciales: el número de intercambiadores que conforman la red, el área global de la misma, la distribución del área entre los equipos y los materiales de construcción de estos. El costo de inversión de la red se determina mediante la sumatoria del costo de cada uno de los intercambiadores.

Según CEPCI (2016), el índice de costo requerido para la actualización de los costos de los equipos es:

$$IC_{2015} = 556,8$$

Cuando se calcula la inversión que representa la nueva red de intercambio, es posible estimar el costo de amortización de la misma (7), en dependencia de su tiempo de vida útil.

$$Costo_{AmortizaciónRed} = \frac{I}{t} \quad (7)$$

donde:



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

$\text{Costo}_{\text{Amortización Red}}$: Costo de amortización de la red (CUC/a)

I: Inversión de la red de intercambio de calor para el año 2015 (CUC)

t: Tiempo de vida útil (a)

La condición que debe cumplir la alternativa de integración energética para ser aceptada es que reporte beneficios desde el punto de vista productivo. Para ello es necesario que la propuesta reduzca los costos de producción y que cumpla con los intervalos admisibles de los indicadores económicos de la inversión; por lo cual se realiza un estudio de factibilidad económica donde estos se consideren.

El ahorro total por concepto de utilidades en CUC anuales, no es más que el beneficio o ganancia (G) que se obtiene al efectuar la modificación del proceso.

El retorno de la inversión (8) es el porcentaje de recuperación anual de la misma a través del incremento de ganancia.

$$\text{Retorno} = \frac{G}{I} \cdot 100 \quad (8)$$

donde:

Retorno: porcentaje anual de retorno de la inversión (%/a)

Otro término relacionado es el plazo de recuperación de la inversión (9), el cual se define como el tiempo necesario para que el incremento de ganancia compense o cubra la inversión realizada, y se determina mediante la relación inversa del retorno (Turton, 2009).

$$\text{PRI} = \frac{I}{G} \quad (9)$$

donde:

PRI: Plazo de recuperación de la inversión (a)



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

3. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

El calor neto resultante del caso de estudio es de 4 517,77 kW, lo que refleja un valor positivo. Como dicho valor representa la cantidad de energía adicional que se debe suministrar o eliminar del sistema mediante utilidades para lograr un balance energético, el resultado indica que el sistema presenta un exceso de calor, el cual debe ser extraído a través de utilidades frías. Esto no quiere decir que no se necesiten utilidades calientes en un momento determinado, sino que el flujo de utilidades frías debe superar al de calientes precisamente en ese valor. Al efectuar la sumatoria de los calores de cada intervalo se obtiene el calor neto, y se verifica que coincide con el resultado de la etapa relacionada a los datos térmicos de las corrientes, lo que demuestra la correcta elaboración del diagrama de intervalos de temperatura.

El modelo resultante del diagrama de cascada se conforma por 47 parámetros totales, ninguno de ellos conocido, y cuenta con 46 ecuaciones. Por esta razón se puede plantear que posee un grado de libertad, lo cual indica la existencia de un problema de optimización. Dado que este persigue lograr la minimización de los flujos calóricos de utilidades frías y calientes, se define como función objetivo la expresión (10):

$$FO: \min (Q_H + Q_W) \quad (10)$$

La solución al modelo de transporte se determina a través del software MATLAB, y según estos resultados, los flujos calóricos mínimos de utilidades que requiere el proceso son: 22 398,66 kW de utilidades calientes y 17 880,87 kW de utilidades frías. Como se puede apreciar, las necesidades de enfriamiento representan casi el 80% de las de calentamiento, lo que demuestra una vez más que el sistema presenta un exceso de energía, el cual debe extraerse por medio de utilidades frías. Sin embargo, se evidencia que también se necesita suministrar calor en algunas etapas del proceso. El valor del calor neto resultante es 4 517,79 kW cuando se determina la diferencia entre las utilidades frías y calientes, a partir de la optimización del modelo correspondiente al diagrama de cascada. Este resultado verifica el que se alcanza en la obtención de los datos térmicos de las corrientes y en el diagrama de intervalos de temperatura.

En el diagrama de cascada solamente se administra calor al sistema por encima del *pinch* y se extrae del sistema por debajo del mismo. El valor del flujo de calor residual que se corresponde con la salida del intervalo C es nulo. Esto indica que no se transfiere energía entre los intervalos de temperatura C y D, lo cual significa que el punto de *pinch* se localiza precisamente en la frontera entre ambos. Por esta razón se puede plantear que la temperatura del *pinch* es de 558 K por el lado caliente y de 538 K por el frío.



El modelo de transporte ampliado consta de 826 ecuaciones, 2 711 parámetros totales y tres conocidos, lo que da como resultado 1 882 grados de libertad para el sistema. En la solución del problema de optimización mediante el software MATLAB se emplea también como función objetivo la (10). Se corrobora la determinación del punto de *pinch* con los resultados que se derivan de la optimización matemática según el método de programación lineal. Es posible apreciar que los valores correspondientes a cada residual en la salida del intervalo de temperatura C son iguales a cero, lo cual verifica el resultado que se desea obtener al no intercambiar energía a través del *pinch*. Los flujos mínimos que demandan las utilidades frías y calientes son aproximadamente iguales a los del modelo de cascada, y por supuesto, lo mismo sucede con el flujo de calor neto.

Para comprobar el resultado de esta etapa se realiza una comparación entre el flujo de calor obtenido en la misma y el que se determina en la anterior, mediante el cálculo del error relativo. Según Sargent (2009), este valor debe ser inferior al 10%. En la Tabla 2 se muestra el porcentaje de error o desviación relativa que presentan los resultados de la optimización del diagrama de cascada con respecto a la del modelo de transporte ampliado. Se observa que la variación es despreciable en todos los casos, al ser las diferencias porcentuales relativas inferiores al 1%.

Tabla 2: Error relativo de los resultados obtenidos

	Modelo de cascada	Modelo de transporte ampliado	Error relativo (%)
Q_H (kW)	17 880,87	17 881	0,00
Q_W (kW)	22 398,66	22 365	0,15
Q_{neto} (kW)	4 517,79	4 484	0,75

Dado que una corriente nunca debe transferir calor a través del *pinch*, para proponer la red de intercambio térmico entre las mismas se hace necesario confeccionar por separado la distribución sobre y bajo el *pinch*. Sobre el *pinch*, la energía aportada por las corrientes calientes no es suficiente para satisfacer la demanda de la única fría, por lo que esta falta debe suplirse con utilidad caliente. Para ello se necesitan cuatro intercambiadores. Mientras tanto, bajo el *pinch* la cantidad de equipos resultante es de 206 intercambiadores de calor. Este nuevo valor, sumado a la cantidad que se requiere sobre el *pinch*, hace un total de 210 de estos equipos. Por otra parte, se puede afirmar que la energía aportada por las corrientes calientes es capaz de satisfacer la demanda de las frías. En este caso sucede que se mantiene un exceso de calor residual, el que es necesario extraer mediante utilidades frías, razón por la cual todas las corrientes deberán intercambiar energía en enfriadores con utilidades de este tipo.

Cuando se obtienen las cantidades energéticas a intercambiar, se procede a establecer la distribución de los intercambiadores de calor. Para ello los mismos se ubican entre las corrientes frías y calientes, mientras que en los extremos del esquema se colocan los calentadores y enfriadores. El único calentador en este caso representa al horno, el cual opera con *fuel oil*. Por su parte, todos los enfriadores emplean agua de enfriamiento a 303 K y 101,3 kPa, excepto el que presenta un mayor consumo de utilidad, que se considera como un enfriador por aire, y utiliza aire atmosférico (también a condiciones ambientales). Se comprueba que no existe intercambio de calor a través del *pinch*.

Inicialmente, la red que se propone tiene 210 intercambiadores de calor (incluye un calentador y 24 enfriadores), pero dado que una parte significativa de estos equipos tiene como función intercambiar pocos grados de temperatura (entre 0,3 y 2 K), se determina eliminarlos y reducir a 67 el número de equipos a emplear. Esta decisión implica una redistribución de los flujos de calor transferidos, con el objetivo de obtener el mayor acercamiento posible a las temperaturas reales de entrada y salida de las corrientes en el proceso. Se definen los principales parámetros de diseño y operación de los equipos que conforman la red integrada de intercambiadores de calor, donde se considera que la temperatura de salida del agua es de 318 K, y la del aire es 22 K menor que la temperatura de entrada de la corriente caliente con la que intercambia energía (López, 2013). Se puede apreciar que en ninguno de los equipos existe cruce de temperatura. Sin embargo, en algunos casos (diez de ellos) las temperaturas de los cabezales son demasiado cercanas ($\Delta T < 10$), para lo cual se propone colocar intercambiadores de placas.

Para determinar el área de transferencia de calor se debe tener en cuenta algunos elementos, tales como el calor transferido (se determina con anterioridad), la diferencia media logarítmica de temperatura, el coeficiente global de transferencia de calor y el factor de corrección de temperaturas. En este caso, cinco de los intercambiadores son de tubo en tubo, y el resto de ellos es de tubos y coraza. De estos últimos se puede plantear que cinco de ellos son de dos pasos por la coraza y cuatro por los tubos (2-4), y los restantes son de 1-2. Para comprobar que el intercambiador que requiere un elevado flujo de agua de enfriamiento se puede sustituir por un enfriador por aire, se analiza este mediante el *software* Aspen-Hysys, obteniendo resultados satisfactorios. Además, se debe destacar el hecho de que el equipo que constituye un horno, emplea como agente de calentamiento la corriente formada por los gases generados por la combustión del *fuel oil*, y la transferencia de calor ocurre en la sección de convección del propio equipo.

Con respecto a los materiales de construcción, las placas serán de acero inoxidable AISI 304 (intercambiadores de placas), las corazas de acero al carbono y los tubos de acero inoxidable AISI 304 (intercambiadores de tubos y coraza), los tubos interiores de acero



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

inoxidable AISI 304 y los exteriores de acero al carbono (intercambiadores de tubo en tubo). Mientras que los enfriadores por aire (que en este caso es uno solamente) también se construirán de acero inoxidable AISI 304 (González, 2014).

El área de transferencia de calor de los equipos originales del proceso (antes de realizar la integración), se determina del mismo modo que la del proceso integrado, para posteriormente establecer una comparación entre ambos valores (Tabla 3).

Tabla 3: Área total de transferencia de calor antes y después de la integración

Proceso	Cantidad de equipos	Área total (m ²)
Original	48	8 054
Integrado	67	15 106
Diferencia	19	7 052

Como se puede observar, ocurre un incremento del área de transferencia de calor necesaria en 7 052 m², a la vez que el número de intercambiadores de calor aumenta en 19 unidades.

En el análisis económico se determina el consumo de utilidades y la amortización del costo de adquisición de la nueva red de intercambio de calor, debido a que al no afectar las principales operaciones del proceso productivo el resto de los costos de producción no varían.

El costo total de utilidades de la nueva red que se propone arroja un valor de 6 033 215 CUC/a, lo que representa un ahorro considerable con respecto al costo original (31 293 314 CUC/a). Para el cálculo de los costos anuales de operación por concepto de consumo de utilidades, se considera que la sección opera 24 horas durante 330 días al año. La integración energética del proceso reporta un ahorro total de utilidades del 81% con respecto al proceso original, lo que se traduce en una reducción del costo total de 25 260 100 CUC al año, solamente por concepto de utilidades. De forma individual, se puede observar que el consumo de *fuel oil* en el horno se reduce en un 31,43%, lo cual implica una disminución del costo de casi dos millones de CUC anuales. Además, este resultado se debe a que las condiciones del horno, y por tanto, de la reacción química que en este se produce, son las mismas que al inicio de la integración. Con respecto al agua de enfriamiento, se aprecia que la misma se reduce casi en un 100%, lo que representa un ahorro de 3 925 650 CUC/a, casi lo mismo que originalmente se consumía en la adquisición de este recurso (3 927 174,90 CUC/a). En el caso de la electricidad, el valor del ahorro que se calcula es del 90%, puesto que al inicio existen 10 enfriadores por aire y luego de la integración se determina que solamente es necesario uno. En términos

monetarios este resultado representa un ahorro superior a 19 millones y medio de CUC al año, por lo cual este es el costo que más incide en el ahorro de utilidades del proceso como consecuencia de la aplicación de la integración energética.

Para determinar el costo de cada equipo de la nueva red de intercambio de calor se utiliza el software CapCost, donde se tiene en consideración el tipo de intercambiador de calor, el material de construcción y el área de transferencia de calor para cada uno de ellos. Para la obtención de la nueva red de intercambio de calor se presentan dos alternativas. Una de ellas consiste en adquirir los 67 equipos que componen la red y desechar los que se encuentran instalados en la planta; mientras que la otra propone la reutilización de algunos de los intercambiadores originales. Para ello se verifica que el área de transferencia de calor de los mismos posea un margen de sobrediseño del 20 %, con respecto a los intercambiadores que se proponen. Como resultado del análisis, se puede plantear que es posible reutilizar diez de los equipos originales en la planta, dado que sus superficies de transferencia de calor son similares. El costo de adquisición de la nueva red de intercambio de calor permite estimar el costo de amortización de la inversión que representa la misma. Según plantea González (2014), se considera un tiempo de vida útil igual a 10 años.

La ganancia que se obtiene al efectuar la integración energética del proceso consiste en el ahorro total por concepto de utilidades en CUC anuales. El porcentaje de retorno anual de la inversión y el plazo de recuperación de la misma se obtienen a partir de las expresiones indicadas. En la Tabla 4 se presentan los valores obtenidos para la primera y la segunda alternativas, respectivamente.

Tabla 4: Indicadores económicos para las alternativas propuestas

Indicadores económicos	Alternativa 1	Alternativa 2
Inversión (costo de la red) (CUC)	17 636 865	15 816 337
Tiempo de vida útil (a)	10	10
Costo (amortización de la red) (CUC/a)	1 763 687	1 581 634
Ganancia (CUC/a)	25 260 100	25 260 100
Retorno (%/a)	143	160
PRI (a)	0,70	0,63

Al efectuar una comparación entre ambas alternativas, se puede apreciar que resultan muy similares. La segunda alternativa reporta un ahorro de 1 820 528 CUC con respecto a la primera, por lo cual el costo de amortización también disminuye (en 182 053 CUC/a). Como el ahorro por concepto del consumo de utilidades es el mismo en ambos casos, la propuesta de mayor costo de inversión presenta un ritmo de retorno menos acelerado que la



de menor costo, lo cual se debe a la relación de proporcionalidad inversa que se establece entre el porcentaje anual de retorno y el valor de la inversión a efectuar. Esto provoca que el período de tiempo en que la misma se recupera sea mayor en el primer caso que en el segundo. Además, con la aprobación de la segunda variante se aprovecha un horno y nueve intercambiadores de calor de los que ya están instalados en la planta, los cuales ya están amortizados y se encuentran dentro de su tiempo de vida útil. Por todo esto es posible afirmar que al ser la más apropiada se selecciona la alternativa número dos.

Con respecto a esta variante, se puede analizar si los indicadores económicos se encuentran dentro de los rangos permisibles. Se establece que el ritmo de retorno de la inversión debe ser superior al 17% en una industria química (Turton, 2009), lo cual se logra en este caso al indicar que retorna a través de la ganancia el 160% anual de la misma. Este resultado permite recuperar la inversión en aproximadamente seis meses, y al tener los nuevos equipos un tiempo de vida útil igual a 10 años se considera un excelente resultado, pues según el criterio de Ulrich (1985) se establece que un tercio del tiempo de vida útil resulta adecuado para recuperar la inversión.

4. CONCLUSIONES

Al integrar las corrientes del proceso mediante programación matemática se reduce el consumo de energía en la sección de destilación atmosférica objeto de estudio, en un 81 % con respecto al proceso original. La nueva red de intercambio de calor que se propone consta de un calentador (horno), 24 enfriadores (uno por aire y el resto por agua) y 42 intercambiadores de calor entre las corrientes del proceso. El análisis económico refleja que es factible la inversión de 15 816 337 CUC para la nueva red de intercambio de calor, con un retorno anual de 160% y un plazo de recuperación de la misma de aproximadamente seis meses. Se garantiza un beneficio anual de 25 260 100 CUC al instalar la nueva red de intercambio de calor, lo cual corrobora la evaluación técnica y económica de la red propuesta.

BIBLIOGRAFÍA

1. AIP. Refining of petroleum. Canberra (Australia). 2015.
2. BIEGLER, L. T. *et al.* Systematic Methods of Chemical Process Design. Ed. Prentice. Hall. New Jersey (USA). 1997.



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

3. CASTILLO, R. Análisis de la gestión de la energía en la planta de destilación atmosférica de la refinería "Camilo Cienfuegos". Facultad de Ingenierías. Universidad de Cienfuegos, Cienfuegos (Cuba). 2014.
4. CEPCI. Economic Indicators. 2016.
5. EDWARDS, J. E. Process modelling and design of shell and tube heat exchangers. P & I Design. Reino Unido, 2001.
6. GARRIDO, M. F. Simulación estacionaria de plantas de FCCU (Fluid Cracking Catalitic Unit) e integración energética. ENAP Refinerías Aconcagua. Universidad de Magallanes, Chile. 2010.
7. GONZÁLEZ, A. Integración energética mediante programación lineal en la Unidad de Desmineralización de Aceite de una refinería de petróleo. Facultad de Ingenierías. Universidad de Matanzas, Matanzas (Cuba). 2014.
8. GONZÁLEZ, Y. Análisis de la planta de destilación atmosférica con solo dos hornos para el calentamiento de la materia prima de la torre fraccionadora. Facultad de Ingenierías. Universidad de Matanzas, Matanzas (Cuba). 2015.
9. GUNDERSEN, T. A process integration primer. SINTEF Energy Research. Noruega, 2000.
10. HEREDIA, Y. O. Evaluación y rediseño en la red de intercambio de la unidad de destilación de la Refinería "Camilo Cienfuegos". Facultad de Ingeniería Química. ISPJAE, La Habana (Cuba). 2008.
11. ICCT. Introducción a la refinación del petróleo y producción de gasolina y diesel con contenido de ultra bajo de azufre. Maryland (USA). 2011.
12. INCROPERA, F. Fundamentals of Heat and Mass Transfer. McGraw Hill. New York (USA). 2011.
13. KEMP, I. C. Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy. Elsevier. Reino Unido, 2007.
14. KERN, D. Q. Procesos de transferencia de calor. Compañía Editorial Continental. México, 1999.



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

15. LÓPEZ, Y. Propuesta y evaluación técnico económica de un proceso de sacarificación de cáscara de arroz para la producción de etanol. Facultad de Ingenierías. Universidad de Matanzas, Matanzas (Cuba). 2013.
16. MONTES DE OCA, L. Comparación de las metodologías de integración energética en el caso de estudio de hidrodealquilación de tolueno. Facultad de Ingenierías. Universidad de Matanzas, Matanzas (Cuba). 2005.
17. MONTES DE OCA, L.; DOMÍNGUEZ, F. J. Ahorro y Eficiencia Energética. Integración energética de procesos mediante Programación Matemática. Facultad de Ingenierías. Universidad de Matanzas, Matanzas (Cuba). 2008.
18. PÍREZ, A. R. Propuesta de un plan de ahorro energético en el horno F-101 de la planta de procesos de la Refinería "Camilo Cienfuegos". Facultad de Ingenierías. Universidad de Matanzas, Matanzas (Cuba). 2012.
19. PONTONI, A. El futuro del petróleo y fósiles energéticos [on-line], 2004 [citado: enero 21 de 2016]. Disponible en: <http://www.econlink.com.ar/energetico>
20. SARGENT, R. G. Verification and validation of simulation models. Proceedings of the 2009 Winter Simulation Conference. Syracuse (USA). 2009.
21. TURTON, R. Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes. Prentice Hall. New York (USA), 2009.
22. ULRICH, G. D. Diseño y economía de los procesos de Ingeniería Química. 1985.
23. VISBAL, E. J.; PROAÑO, J. F. Análisis de integración energética por el método Pinch de la unidad de destilación primaria de la refinería de Talara, Perú. Facultad de Ingenierías, Arquitectura, Artes y Diseño. Universidad de San Buenaventura, Cartagena (Colombia). 2014.

