

## REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR APLICADAS A LA ESTERIFICACIÓN DE ACEITES VEGETALES USADOS

### HEAT EXCHANGER NETWORKS APPLIED TO THE ESTERIFICATION OF USED VEGETABLE OILS

**María F. Laborde<sup>1,2</sup>, Laura I. Orifici<sup>1</sup>, Alejandra M. Manzur<sup>1</sup>, Ana M. Pagano<sup>1</sup>, María C. Gely<sup>1</sup>**

(1) Núcleo TECSE, Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional del Centro de la Provincia de Buenos Aires (UNICEN), Av. Del Valle 5737, Olavarría, Buenos Aires - Argentina

(2) Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas (CONICET), Av. Rivadavia 1917, Ciudad Autónoma de Buenos Aires - Argentina  
(e-mail: fernanda.laborde@fio.unicen.edu.ar)

*Recibido: 23/06/2014 - Evaluado: 03/08/2014 - Aceptado: 01/09/2014*

#### RESUMEN

En este trabajo se presenta la aplicación de redes de intercambio de calor (RIC) a la esterificación de aceites vegetales usados (AVUs) con catálisis ácida para la producción de biodiesel. Se aplican distintos métodos para obtener las cantidades mínimas de calor y la RIC para una capacidad de procesamiento de 0,19 kg/s de AVUs. Se considera una diferencia de temperatura mínima ( $\Delta T_{\min}$ ) de 10°C y los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, resultan ser de 4629,87 W y de 10066,30 W, respectivamente. Al aplicar la red de intercambio calórico disminuye en un 78,92% el servicio de vapor requerido en el proceso y en un 62,48% el servicio de agua de enfriamiento, lo que demuestra que la integración reduce los requerimientos energéticos respecto al proceso no integrado.

#### ABSTRACT

This paper presents the heat exchanger networks (HEN) application to the esterification of used vegetable oils (UVOs) with acid catalysis for the biodiesel production. Different methods are applied to obtain minimum heat quantities and the HEN for a processes capacity of 0,19 kg/s of UVOs. A minimum temperature difference ( $\Delta T_{\min}$ ) of 10 °C is considered and the minimum requirements of warming and cooling, resulting in 4629, 87 W and 10066, 30 W, respectively. When the heat exchanger net is applied, the required steam service in the process decreases in 78,92% and the cooling water service in 62,48%, demonstrating that the integration reduces the energetic requirements in relation to the non-integrated process.

Palabras clave: punto de pliegue; programación lineal; biodiesel; GAMS

Keywords: pinch; linear programming; biodiesel; GAMS

## INTRODUCCIÓN

La escasez de los combustibles fósiles en el futuro próximo, combinado con la preocupación por las consecuencias de la dependencia de este tipo de fuente de energía, en términos de los cambios climáticos, ha obligado a la búsqueda de combustibles alternativos menos perjudiciales al medio ambiente.

El biodiesel, un éster monoalquílico de ácidos grasos de cadena larga (Mohammadshirazi *et al.*, 2014) es una alternativa a los combustibles fósiles debido a que es natural, se obtiene a partir de materias primas renovables y tiene bajas emisiones tóxicas (Flores Velázquez *et al.*, 2010; Nasir *et al.*, 2013). Se obtiene mediante la reacción de transesterificación de triglicéridos con alcoholes de cadena corta, generalmente a temperaturas de 50 - 70°C (Foon *et al.*, 2004), con una concentración de catalizador de 0,5-1% (Foon *et al.*, 2004) y una relación molar aceite/alcohol de entre 1/5 y 1/10 (Kapilakarn & Peugtong, 2007), siendo las más aconsejables 1/5 ó 1/6.

En los últimos años se ha notado un incremento en la generación de aceites vegetales usados lo que ha originado problemas para la eliminación de estos residuos. En la mayoría de los casos son, con frecuencia, drenados en los desagües generando problemas relacionados con el tratamiento del agua. Este es el motivo de la realización de investigaciones acerca de la utilización de los mismos como materia prima alternativa (Banerjee & Chakraborty, 2009) para la producción de biodiesel.

La reutilización de los AVUs es importante a nivel mundial, transformando en adecuada y provechosa la utilización de estos desechos de la industria alimentaria para la producción de biodiesel. Los aceites sometidos a frituras contienen elevados niveles de ácidos grasos libres (AGL) que podrían provocar en la etapa de transesterificación una desactivación de los catalizadores alcalinos y una posible reacción de saponificación aumentando la dificultad de separación de los productos de reacción (Wang *et al.*, 2014). Por este motivo, para producirse sin inconveniente la transesterificación en la producción de biodiesel, es necesario disminuir el nivel de acidez de los AVUs. Muchos métodos han sido propuestos para reducir el grado de acidez a un nivel inferior al 0,5% (Zhang *et al.*, 2003) entre los cuales el método de esterificación de los ácidos grasos libres, que resulta de la mezcla de AVUs con un alcohol en presencia de un catalizador, se presenta como uno de los más promisorios mejorando la producción final de esteres metílicos (Boffito *et al.*, 2013).

En los últimos años, los elevados consumos energéticos (responsables de elevados costos de producción) representan un incentivo para el desarrollo de procesos industriales donde se realice un uso eficiente de la energía, contribuyendo a una mayor competitividad además de orientarse hacia la línea del desarrollo sustentable.

Bajo estas premisas la mayoría de las empresas se centran en incrementar la eficiencia energética de los procesos, principal herramienta para disminuir el consumo energético. A su vez, la promoción del uso eficiente de la energía, contribuiría a una mayor competitividad de la industria a través de la reducción de la incidencia de los costos energéticos en el precio final de los productos.

En línea con esta tendencia, la aplicación de RIC posibilitaría la recuperación energética disminuyendo los consumos externos correspondientes a los servicios de calentamiento y enfriamiento. El tema central en la síntesis de RIC, es la transferencia de energía desde las corrientes calientes a las corrientes frías que necesiten calentarse.

Dos son las principales metodologías propuestas para sintetizar RIC : el Método del Punto de Pliegue (tecnología pinzamiento o "Pinch") que utiliza reglas heurísticas, y el método de Programación Lineal (PL) que aplica metodologías de programación matemática (Oliva *et al.*, 2011).

Para la aplicación de ambas metodologías se debe establecer una diferencia de temperatura mínima ( $\Delta T_{min}$ ). El  $\Delta T_{min}$  debe existir en el extremo crítico del intercambiador proporcionando el mejor compromiso entre el costo de servicios y el costo del equipo. Se toma por lo general, en forma heurística, un valor de  $\Delta T_{min}$  de 10 a 20°

(Jiménez Gutiérrez, 2003) aconsejándose en general operar con un  $\Delta T_{min}$  superior a  $10^\circ$  (Smith, 1995). El  $\Delta T_{min}$  tiene una gran influencia porque cuando éste se reduce, aumenta la posibilidad de lograr el intercambio de calor y realizar mayor ahorro energético incrementándose el costo de los intercambiadores, ya que éstos deben tener mayores áreas de intercambio térmico al trabajar con saltos de temperatura menores, debiéndose diseñar intercambiadores de áreas prácticamente infinitas (Renedo Estébanez & Fernández Diez, 2003a). Por otro lado un  $\Delta T_{min}$  superior al aconsejado implicaría áreas de transferencia de calor mínimas, pero máximos requerimientos de servicios externos, no produciéndose intercambios entre las corrientes frías y calientes.

El Método Punto de Pliegue permite encontrar la mínima demanda de servicios externos de calentamiento y enfriamiento, el mínimo número de intercambiadores maximizando la recuperación energética entre las corrientes del proceso, y la red óptima reduciendo por tanto los costos involucrados (Castier, 2007). Este método puede ser utilizado tanto durante el proceso de diseño o cuando el mismo ya está en funcionamiento para realizar una optimización del mismo (Beaman & Reese, 2011). Otra alternativa de estudio es la construcción de las curvas compuestas, a partir de las cuales se puede determinar el Punto de Pliegue (Nishida *et al.*, 1977).

La tecnología de pinzamiento proporciona uno de los mejores métodos usados para evaluar la eficiencia en la utilización de la energía (Staine & Favrat, 1996). La tecnología "Pinch" fue desarrollada en los años 1982-1983 diseñando redes de intercambio de calor para procesos individuales (Linnhoff & Flower, 1982; Linnhoff & Hindmarsh, 1983). Esta metodología ha sido utilizada por Yun *et al.* (2013) en plantas de producción de biodiesel a partir de AVUs minimizando el requerimiento energético en un 15,65%, en tanto Palmeira *et al.* (2012) utilizando aceites usados reportan haber aumentado la recuperación energética de los servicios de calentamiento a un 23%.

La técnica de PL es de mayor complejidad en su planteo (Rodríguez *et al.*, 1990), pero permite identificar el mínimo consumo de servicios externos. Este método se ha utilizado para desarrollar un nuevo procedimiento para la modificación de las redes de intercambio de calor incluyendo pérdida de carga (Soltani & Shafiei, 2011).

En este trabajo se presenta la aplicación de métodos de obtención de redes de intercambio de calor (RIC) a la reacción de esterificación de aceites vegetales usados (AVUs) con catálisis ácida para la producción de biodiesel, con el objetivo de atender a la necesidad de optimizar la eficiencia energética en los procesos industriales, conjuntamente con la reutilización de desechos de la industria alimenticia.

## **MATERIALES Y METODOS**

Con el objetivo de atender a las necesidades actuales del consumo de energía, en este trabajo se lleva a cabo la optimización energética de una planta de pre-tratamientos de AVUs (esterificación) para la obtención de biodiesel con una capacidad de procesamiento de 0,19 kg/s de AVUs (Capdevila *et al.*, 2012) para una localidad del centro de la Provincia de Buenos Aires, Argentina.

Se utilizó la herramienta de simulación de procesos Aspen HYSYS<sup>®</sup> (Aspen Tech., 2004) para simular la etapa correspondiente a la esterificación (reacción de AVUs con metanol en presencia de  $H_2SO_4$  como catalizador, y separación de productos), para reducir el contenido de AGL hasta niveles menores al 0,5% (Zhang *et al.*, 2003). Este proceso evita una posible reacción de saponificación en la posterior transesterificación catalítica que dificulta la separación de los ésteres de la glicerina, reduciendo el rendimiento de biodiesel. La simulación del proceso de esterificación catalítica, que cuenta con seis equipos de intercambio de calor con servicios externos de vapor y agua de enfriamiento (Figura 1), permitió obtener los balances de masa y energía de las corrientes del proceso.

La optimización energética del proceso de esterificación de aceites usados para la obtención de biodiesel se realiza mediante la aplicación del método de Punto de Pliegue (tecnología "Pinch"). El Punto de Pliegue es un punto crítico en el diseño de RIC que divide a la red en dos zonas en las cuales se establecen los siguientes criterios esenciales (Jimenez Gutierrez, 2003; Kemp, 2007):

- No transferir calor a través del Punto de Pliegue
- No usar calentamiento debajo del Punto de Pliegue
- No usar enfriamiento arriba del Punto de Pliegue

Y las siguientes reglas básicas (ec. 1 - 10) (Cervero *et al.*, 2006; Jimenez Gutierrez, 2003; Kemp, 2007; Renedo Estébanez & Fernández Díez, 2003b; Renedo Estébanez & Fernández Díez, 2003c; Seider *et al.*, 2004):  
Inmediatamente encima del Punto de Pliegue:

Condición 1: Número de corrientes:

$$N_h \leq N_c \quad (1)$$

Condición 2: Flujos calóricos específicos:

$$W_h C_{p_h} \leq W_c C_{p_c} \quad (2)$$

Condición 3: Diferencial de flujos calóricos:

$$\Delta W C_p \leq \Delta W C_{p_{total}} \quad (3)$$

siendo:

$$\Delta W C_p = W_c C_{p_c} - W_h C_{p_h} \quad (4)$$

$$\Delta W C_{p_{total}} = \sum W_c C_{p_c} - \sum W_h C_{p_h} \quad (5)$$

Inmediatamente debajo del Punto de Pliegue:

Condición 1: Número de corrientes:

$$N_h \geq N_c \quad (6)$$

Condición 2: Flujos calóricos específicos:

$$W_h C_{p_h} \geq W_c C_{p_c} \quad (7)$$

Condición 3: Diferencial de flujos calóricos:

$$\Delta W C_p \leq \Delta W C_{p_{total}} \quad (8)$$

siendo:

$$\Delta W C_p = W_h C_{p_h} - W_c C_{p_c} \quad (9)$$

$$\Delta W C_{p_{total}} = \sum W_h C_{p_h} - \sum W_c C_{p_c} \quad (10)$$

donde:

$N_h$ : número de corrientes calientes

$N_c$ : número de corrientes frías

$W_h$ : flujo másico de las corrientes calientes, kg/s

$W_c$ : flujo másico de las corrientes frías, kg/s

$C_{p_h}$ : capacidad calorífica de las corrientes calientes, J/(kg °C)

$C_{p_c}$ : capacidad calorífica de las corrientes frías, J/(kg °C).

Cuando las condiciones de las ecuaciones 1, 2, 6 ó 7 no se cumplan, se deberá dividir la corriente correspondiente a fin de lograr su verificación (Kemp, 2007).

Tres puntos importantes para el diseño de redes de intercambio de calor son: la cantidad mínima de calor necesario para calentamiento suministrado por servicios externos ( $Q_h$ ) en el nivel máximo de temperatura, la cantidad mínima de calor a extraer para enfriamiento ( $Q_c$ ) en el nivel mínimo de temperatura, y el Punto de Pliegue a la temperatura a la cual el flujo calórico es nulo (Jimenez Gutierrez, 2003).

El Punto de Pliegue se determina realizando el ajuste de las temperaturas a partir de la diferencia de temperatura mínima ( $\Delta T_{min}$ ) de la siguiente forma: a) A las temperaturas de las corrientes calientes se les resta el valor  $\Delta T_{min}/2$ , y b) A las temperaturas de las corrientes frías se les suma el valor  $\Delta T_{min}/2$  (Cervero *et al.*, 2006; Kemp, 2007) ordenando luego las temperaturas de manera decreciente.

Para cada intervalo de temperatura establecido se efectuó el balance de entalpía a través de la ecuación 11 para cualquier intervalo "i" (Jimenez Gutierrez, 2003; Kemp, 2007; Seider *et al.*, 2004).

$$\Delta H_i = (\sum W_h C_{p_h} - \sum W_c C_{p_c}) * (T_i - T_{i+1}) \quad (11)$$

siendo:

$\Delta H_i$ : diferencia de entalpía del intervalo, W

T: temperaturas, °C

i: intervalo de temperatura

Para realizar el cálculo de la ecuación 11 es conveniente trazar un gráfico auxiliar (Kemp, 2007; Smith, 1995; Wells & Rose, 1986) donde se representan todas las corrientes con sus WCP sobre los intervalos de temperaturas ajustados, ya que esto permite determinar las corrientes consideradas en cada intervalo con una visión más clara.

A partir de estos resultados se forma una cascada de calor de  $T_i$  a  $T_f$  (f: final), suponiendo que no hay una fuente de calor externa ( $Q_h = Q_1 = 0$ ) (Jimenez Gutierrez, 2003), evaluándose la cantidad de calor que fluye desde un nivel de temperatura  $T_i$  hasta un nivel  $T_{i+1}$  mediante la ecuación 12.

$$Q_{i+1} = Q_i + \Delta H_i \quad (12)$$

donde:

$Q_i$  y  $Q_{i+1}$ : cantidades de calor en los intervalos de temperatura i e i+1, respectivamente

$\Delta H_i$ : entalpía en el intervalo de temperatura "i".

La presencia de valores negativos en esta cascada de calor implicaría la violación de la segunda Ley de la Termodinámica por lo que para corregir este efecto, es necesario agregar calor de una fuente externa coincidente con el valor negativo más alto representado por  $Q_h$ , y calcular nuevamente la ecuación 12 con un valor inicial igual a  $Q_h$ , de esa forma se obtiene el calor corregido ( $Q_{corregido}$ ); este valor debe cumplir con el flujo natural de calor, es decir  $Q_i$  debe ser positivo en toda la cascada (Jimenez Gutierrez, 2003; Seider *et al.*, 2004).

Otra manera de determinar el Punto de Pliegue y los requerimientos mínimos de servicios externos es a través de las Curvas Compuestas (T vs.  $\Delta H$ ), donde se representa una curva para las necesidades de refrigeración (Curva Compuesta Caliente) y otra para las necesidades de calentamiento (Curva Compuesta Fría). Para la construcción de estas curvas compuestas fría y caliente (CCF, CCC) se deben representar todas las corrientes en un diagrama T vs.  $\Delta H$  estableciendo intervalos a partir de los valores extremos de temperaturas. Para cada intervalo de temperatura establecido se efectúa el balance de entalpía a través de la ecuación 11 para cualquier intervalo "i" (Kemp, 2007; Renedo Estébanez & Fernández Díez, 2003a; Seider *et al.*, 2004; Zhang *et al.*, 2003).

Luego ambas curvas CCC y CCF se representan en un mismo diagrama de T-H con una diferencia mínima entre ellas igual al  $\Delta T_{min}$ . En dicha representación se determinan los valores  $Q_h$  (calor de calentamiento) y  $Q_c$  (calor de enfriamiento), como la diferencia de calor entre los extremos fríos y calientes de las CC, respectivamente. El

$\Delta T_{min}$  se observa en un solo punto entre las corrientes calientes y frías. Cuando en ese punto la corriente fría se superpone con la corriente caliente, logrando un  $\Delta T=0$  se halla el Punto de Pliegue o Pinch. El Punto de Pliegue obtenido a partir de las Curvas Compuestas, se halla desplazando las curvas en forma horizontal sobre el eje de entalpías hasta lograr su superposición. Esto es posible ya que el eje de entalpías es relativo, las curvas compuestas se pueden posicionar en cualquier lugar del eje, pero siempre manteniendo la caliente por encima de la fría (Renedo Estébanez & Fernández Diez, 2003a).

Los mínimos requerimientos de calentamiento y enfriamiento pueden también calcularse a partir de un modelo matemático lineal surgido del balance calórico (ec. 12) para cada uno de los niveles de la cascada de calor pudiendo ser resuelto mediante la metodología de Programación Lineal para lo que se aplicó el software GAMS® (GAMS, 2013).

## RESULTADOS Y DISCUSIÓN

A partir del diagrama de flujo desarrollado en Aspen HYSYS® (Capdevila *et al.*, 2012) el cual se muestra en la Figura 1, se consideraron las corrientes que requieren de servicios de calentamiento y enfriamiento sobre las que se aplicó el método Punto de Pliegue. En la Tabla 1 se presentan los datos correspondientes a cada una de esas corrientes.

Tabla 1: Características y propiedades de corrientes del proceso de pre-tratamiento de AVUs.

Corriente	T entrada (°C)	T salida (°C)	Cp (J/kg °C)	W (kg/s)
C1: AVUs1	24,8	70	1502	0,19
C2: Metanol-H2SO4	28,1	70	5019	0,04
H1: AVUs sin AGL	70	46	2229	0,23
H2: Mezcla	70,58	48	5133	0,06
H3: Out 2	35,58	25	5119	0,02
H4: AVUs pretratados1	45,42	25	1573	0,19

Tabla 2: Ajuste de temperaturas y orden decreciente de las mismas.

Corriente	T entrada (°C)	T salida (°C)	T ajustada (°C)	Orden
C1	24,8		29,8	T9
		70	75	T1
C2	28,1		33,1	T7
		70	75	Duplicado
H1	70		65	T3
		46	41	T5
H2	70,58		65,58	T2
		48	43	T4
H3	35,58		30,58	T8
		25	20	T10
H4	45,42		40,42	T6
		25	20	Duplicado



De acuerdo a lo indicado anteriormente se consideró una situación de compromiso con un  $\Delta T_{min}$  de  $10^{\circ}C$  similar al utilizado por Yung *et al.* (2013), a partir del cual se realizó el ajuste y ordenamiento de las temperaturas de entrada y salida para cada corriente analizada ordenándolas posteriormente en sentido decreciente de temperaturas (Tabla 2).

En la Tabla 3 se muestra el balance de entalpía calculado a partir de la ecuación 11, la cascada de calor obtenida mediante la ecuación 12 y el  $Q_{correctado}$ . En la Figura 2 se presenta el diagrama auxiliar que se realizó a partir de las temperaturas ajustadas de cada corriente y sus correspondientes valores de  $WCp$ . La cascada de calor presentó valores negativos en dos niveles, esto implica que viola la segunda Ley de la Termodinámica ya que significaría que se estaría transfiriendo calor de una región de baja temperatura a otra de alta temperatura. Para corregir este efecto, se necesitó agregar calor de una fuente externa eligiéndose el valor negativo más alto,  $Q_h$  a partir del cual se obtuvo el  $Q_{correctado}$ .

Tabla 3: Cálculo de la entalpía para cada intervalo y el calor corregido

Ti (°C)	$\Delta Hi$ (W)	Q (W)	$Q_{correctado}$ (W)
75	-4531,01	0,00	4629,87
65,58	-98,86	-4531,01	98,86
65	7447,06	-4629,87	0,00
43	55,91	2817,18	7447,06
41	-278,98	2873,10	7502,97
40,42	-1337,66	2594,12	7223,99
33,1	35,92	1256,46	5886,33
30,58	100,33	1292,38	5922,25
29,8	4043,73	1392,70	6022,58
20		5436,43	10066,30

A partir de los cálculos mostrados en la Tabla 3 se determinó la temperatura de pliegue correspondiente a la temperatura con flujo de calor nulo, resultando de  $70^{\circ}C$  para las corrientes caliente y  $60^{\circ}C$  para las corrientes frías. Se encontró que el requerimiento externo de calentamiento es de  $4629,87$  W y el de enfriamiento es de  $10066,30$  W, correspondientes a los flujos calóricos para la menor y mayor temperatura respectivamente.

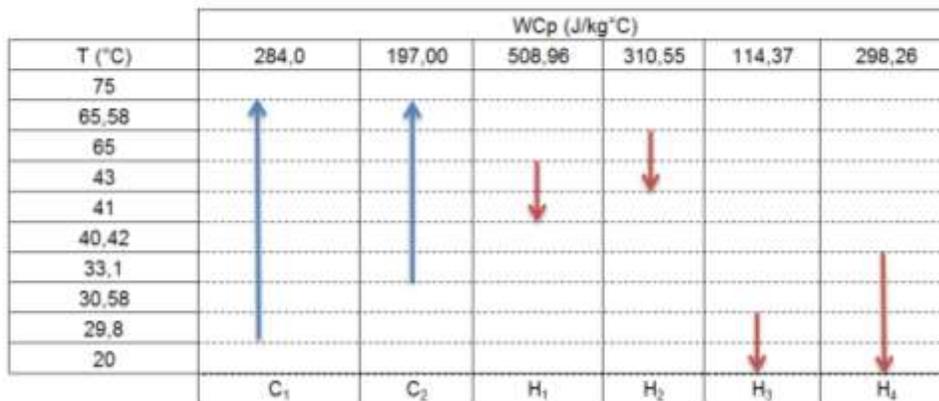


Fig. 2: Diagrama auxiliar para cálculo de la entalpía por intervalo.

Los resultados obtenidos en la aplicación del método del Punto de Pliegue pueden verse también en las Figuras 3 y 4, donde se presentan las Curvas Compuestas.

Para determinar el Punto de Pliegue (temperatura "Pinch"), se graficaron juntas la curva compuesta caliente y la curva compuesta fría (Figura 3) y se debió analizar el punto donde la curva compuesta fría corta a la curva compuesta caliente, es decir donde el  $\Delta T_{min}$  se hace cero, ó el punto de la curva compuesta fría más cercano a la curva compuesta caliente. En este caso el punto donde la curva compuesta fría está más cercano a la curva compuesta caliente correspondió a una temperatura de 70 °C.

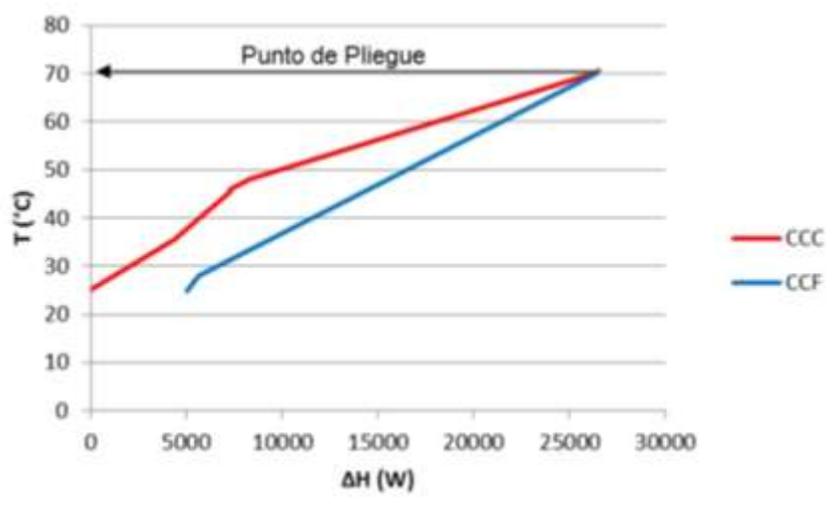


Fig. 3: Determinación de Punto de pliegue a partir de las curvas compuestas.

Los valores de los requerimientos de calentamiento y enfriamiento también pudieron encontrarse gráficamente separando las curvas compuestas de la Figura 3 por el  $\Delta T_{min}$  (Figura 4). La distancia horizontal entre los extremos de las curvas en la parte baja de temperatura, representa la cantidad mínima de enfriamiento  $Q_c$  y la distancia horizontal entre los dos extremos de las curvas en la parte alta de temperatura representa la cantidad mínima de calentamiento  $Q_h$ .

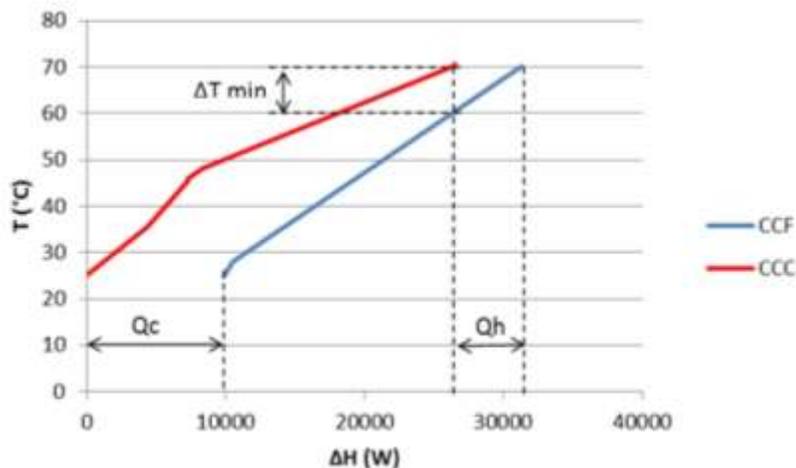


Fig. 4: Cantidad mínima de enfriamiento:  $Q_c = 9860$  W y cantidad mínima de calentamiento:  $Q_h = 4788$  W.

A partir del diagrama de la cascada de calor que se presenta en la Figura 5, se generó un modelo lineal donde la función objetivo estuvo representada por la ecuación 13 y los balances calóricos generados a partir de la ecuación 12 aplicada para cada uno de los niveles que se muestran en las ecuaciones 14 a 22. De esta manera se generó un modelo lineal factible de ser resuelto con la aplicación del software GAMS® (GAMS, 2013) pudiendo hallarse entonces los mínimos valores de requerimientos calóricos tanto de calentamiento como de enfriamiento.

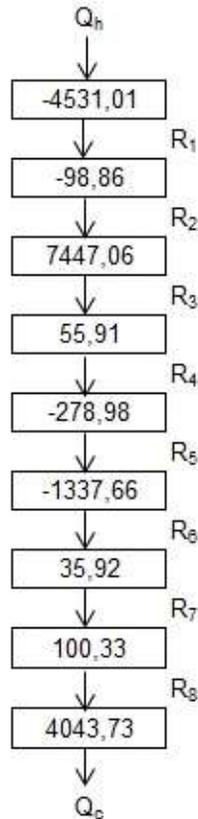


Fig. 5: Diagrama de cascada. R: calor remanente, W.

Programación lineal

$$Z = \text{Minimizar } Q_h \tag{13}$$

sujeto a:

$$Q_h - R_1 - 4531,01 = 0 \tag{14}$$

$$R_1 - R_2 - 98,86 = 0 \tag{15}$$

$$R_2 - R_3 + 7447,06 = 0 \tag{16}$$

$$R_3 - R_4 + 55,91 = 0 \tag{17}$$

$$R_4 - R_5 - 278,98 = 0 \tag{18}$$

$$R_5 - R_6 - 1337,66 = 0 \tag{19}$$

$$R_6 - R_7 + 35,92 = 0 \tag{20}$$

$$R_7 - R_8 + 100,33 = 0 \tag{21}$$

$$R_8 - Q_c + 4043,73 = 0 \tag{22}$$

El resultado presentado por el software GAMS® (GAMS, 2013) utilizando el Solver MIP es  $Q_h = 4629,87 \text{ W}$  y  $Q_c = 10066,31 \text{ W}$ , similar al hallado por el método Punto de Pliegue.

La red que se obtuvo luego de aplicar las reglas básicas del método Punto de Pliegue, y a partir de los datos anteriormente hallados se presenta en la Figura 6.

Esta red (Figura 6) presenta una situación de división de corriente, debido a que por encima del Punto de Pliegue no se cumple la Condición 2 (ec. 2) de las reglas básicas. La división de corriente se realizó otorgándole a cada subcorriente un valor de  $WC_p$  igual a la mitad del original. De esta manera los requerimientos calóricos de  $4629,87 \text{ W}$  y  $10066,30 \text{ W}$  por encima y debajo del Punto de Pliegue coincidieron con lo hallado anteriormente en la Tabla 3, lo que nos indica que la red hallada es óptima.

En la resolución de la red, si bien se consideró el enfriamiento desde  $70,58 \text{ °C}$  a  $70 \text{ °C}$  y se realizó la correspondiente división de corrientes, habría que analizar el costo de inversión correspondiente a la incorporación de dos intercambiadores frente a un ahorro energético de  $180,12 \text{ W}$ . El hecho de no considerar este enfriamiento de  $0,58 \text{ °C}$  implicaría un calentamiento adicional por debajo del Punto de Pliegue de  $180,12 \text{ W}$ .

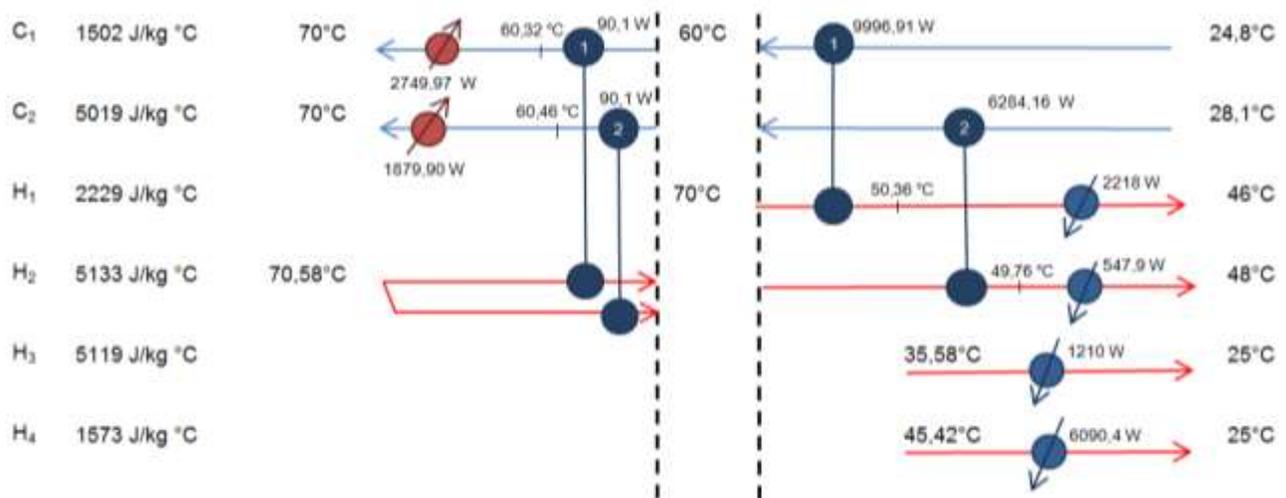


Fig. 6: Red de intercambio obtenida mediante el método Punto de Pliegue.

A partir de la comparación de los requerimientos calóricos para los sistemas con y sin red de intercambio calórico (Tabla 4) se puede observar que la aplicación de RIC genera una disminución de un 78,92% en el servicio de vapor requerido y un 62,48% para el servicio de agua de enfriamiento, redundando en una reducción de los costos de operación del proceso.

Tabla 4: Comparación con respecto a las cantidades de servicios externos requeridos.

	Con red de intercambio	Sin red de intercambio
Agua de enfriamiento ( $Q_c, W$ )	10066,30	26838,33
Vapor de calentamiento ( $Q_h, W$ )	4629,87	21958,33

Como se puede ver, la comparación de los resultados obtenidos con los mostrados en la bibliografía indican porcentajes de ahorro energético superiores a los determinados por Yun *et al.* (2013) aplicando la tecnología de pinzamiento en el proceso de producción de biodiesel a partir de aceites vegetales usados con catálisis enzimática, así como también a los informados por Palmeira *et al.* (2012) en un estudio de optimización energética de la producción de biodiesel.

## CONCLUSIONES

En este trabajo se planteó un estudio de caso basado en un modelo simulado del proceso de pre-tratamiento de aceites vegetales usados (AVUs) en el que se busca una reducción del consumo energético para la esterificación. En el mismo mediante la aplicación de la red de intercambio calórico (RIC) se logró la optimización energética, disminuyendo un 78,92% el servicio de vapor requerido y en un 62,48% el servicio de agua de enfriamiento. Esto se traduciría en una reducción de los costos operativos del proceso.

Esta metodología atiende a la necesidad actual de optimizar la eficiencia energética en los procesos industriales, conjuntamente con la reutilización de desechos de la industria alimenticia.

## AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen a la Universidad Nacional del Centro de la Provincia de Buenos Aires (UNICEN) y al Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas (CONICET) por el apoyo otorgado para la realización de la presente investigación a través del financiamiento de recursos humanos y de infraestructura.

## REFERENCIAS

1. Aspen Technology, Inc. (2004). Aspen HYSYS.
2. Banerjee, A. & Chakraborty, R. (2009). Parametric sensitivity in transesterification of waste cooking oil for biodiesel production—A review. *Resources, Conservation and Recycling*, 53 (9), 490-497. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.resconrec.2009.04.003>
3. Beaman, R. & Reese, C. (2011). Energy Optimization Using Pinch Analysis. *Chemical Engineering*, 118 (12), 36-41.
4. Boffito, D.C., Pirola, C., Galli, F., Di Michele, A. & Bianchi, C.L. (2013). Free fatty acids esterification of waste cooking oil and its mixtures with rapeseed oil and diesel. *Fuel*, 108 (0), 612-619. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2012.10.069>
5. Capdevila, V., Orifici, L., Gely, M.C. & Pagano, A. (2012). *Biodiesel a partir de Aceites Vegetales Usados (AVUs)*. Paper presented at the Congreso Latinoamericano de Ingeniería y Ciencias Aplicadas CLICAP, San Rafael, Mendoza, Argentina.

6. Castier, M. (2007). Pinch analysis revisited: New rules for utility targeting. *Applied Thermal Engineering*, 27(8–9), 1653-1656. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2006.09.015>
7. Cervero, J., Luque, S. & Alvarez, J. (2006). La tecnología pinch en la industria de procesos químicos. *Ingeniería química*, 38(436), 124-135.
8. Flores Velázquez, R., Muñoz Ledo Carranza, R. & Villalb Valle, D. (2010). Inventario de emisiones en 2005 de gases de efecto invernadero por el sector energético mexicano. *Investigación. Ingeniería y Tecnología*, 10(1), 35-43.
9. Foon, C.S., May, C.Y., Ngan, M.A. & Hock, C.C. (2004). Kinetics study on transesterification of palm oil. *Journal of Oil Palm Research*, 16(2), 19-29.
10. GAMS (2013). V 24.0.2. <http://www.gams.com/>
11. Jimenez Gutierrez, A. (2003). *Diseño de procesos en ingeniería química*: Editorial Reverte.
12. Kapilakarn, K. & Peugtong, A. (2007). A Comparison of Costs of Biodiesel Production from Transesterification. *International Energy Journal*, 8, 1-6. doi: <http://www.rericjournal.ait.ac.th/index.php/relic/article/viewFile/170/132>.
13. Kemp, I.C. (2007). *Pinch analysis and process integration: a user guide on process integration for the efficient use of energy*: Butterworth-Heinemann.
14. Linnhoff, B. & Flower, J.R. (1982). *User guide on process integration for the efficient use of energy*: Institution of Chemical Engineers Rugby, Warwickshire, UK.
15. Linnhoff, B. & Hindmarsh, E. (1983). The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, 38(5), 745-763. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509\(83\)80185-7](http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509(83)80185-7)
16. Mohammadshirazi, A., Akram, A., Rafiee, S. & Bagheri Kalhor, E. (2014). Energy and cost analyses of biodiesel production from waste cooking oil. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 33(0), 44-49. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2014.01.067>
17. Nasir, N.F., Daud, W.R.W., Kamarudin, S.K. & Yaakob, Z. (2013). Process system engineering in biodiesel production: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 22(0), 631-639. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2013.01.036>
18. Nishida, N., Liu, Y. A. & Lapidus, L. (1977). Studies in Chemical Process Design and Synthesis: III. A Simple and Practical Approach to the Optimal Synthesis of Heat Exchanger Networks. *AIChE Journal*, 23, 77-93.
19. Oliva, D.G., Francesconi, J.A., Mussati, M.C. & Aguirre, P.A. (2011). Modeling, synthesis and optimization of heat exchanger networks. Application to fuel processing systems for PEM fuel cells. *International Journal of Hydrogen Energy*, 36(15), 9098-9114. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijhydene.2011.04.097>
20. Palmeira, J.V.N., Silveira, J.M. & Matos, H.A.S. (2012). Industry Energy Optimization: A Case Study in a Biodiesel Production Site. *Chemical engineering transactions*, 29, 919-924.
21. Renedo Estébanez, C. & Fernández Díez, P. (2003a). Tecnología pinch para el diseño de redes de intercambiadores (I). Principios, reglas básicas, suministros. *Ingeniería Química*, 402, 111-120.
22. Renedo Estébanez, C. & Fernández Díez, P. (2003b). Tecnología pinch para el diseño de redes de intercambiadores (II). Cálculo de la red por encima del pinch. *Ingeniería Química*, 403, 210-226.

23. Renedo Estébanez, C. & Fernández Díez, P. (2003c). Tecnología pinch para el diseño de redes de intercambiadores (III). Cálculo de la red por debajo del pinch, unión de las dos redes y optimización. *Ingeniería Química*, 404, 131-145.
24. Rodríguez, A., Souto, J. A. & Casares, J. J. (1990). Síntesis de redes de intercambiadores. Análisis comparativo de dos procedimientos basados en la programación lineal. *Revista Interdisciplinaria de Métodos Numéricos para Cálculo y Diseño en Ingeniería*, 6, 527-541. doi: <http://upcommons.upc.edu/revistes/bitstream/2099/8798/1/Article04.pdf>
25. Seider, W.D., Seader, J.D. & Lewin, D.R. (2004). *Product & Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation, (With CD)*: Wiley. com.
26. Smith, R. (1995). *Chemical Process Design*: McGraw-Hill, Inc.
27. Soltani, H. & Shafiei, S. (2011). Heat exchanger networks retrofit with considering pressure drop by coupling genetic algorithm with LP (linear programming) and ILP (integer linear programming) methods. *Energy*, 36 (5), 2381-2391. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2011.01.017>
28. Staine, F. & Favrat, D. (1996). Energy integration of industrial processes based on the pinch analysis method extended to include exergy factors. *Applied Thermal Engineering*, 16 (6), 497-507. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/1359-4311\(95\)00036-4](http://dx.doi.org/10.1016/1359-4311(95)00036-4)
29. Wang, L., Dong, X., Jiang, H., Li, G. & Zhang, M. (2014). Preparation of a novel carbon-based solid acid from cassava stillage residue and its use for the esterification of free fatty acids in waste cooking oil. *Bioresource Technology*, 158 (0), 392-395. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2014.02.132>
30. Wells, G.L. & Rose, L.M. (1986). *The art of chemical process desing* (Vol. 2): ELSEVIER.
31. Yun, H., Wang, M., Feng, W. & Tan, T. (2013). Process simulation and energy optimization of the enzyme-catalyzed biodiesel production. *Energy*, 54 (0), 84-96. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2013.01.002>
32. Zhang, Y., Dubé, M.A., McLean, D.D. & Kates, M. (2003). Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment. *Bioresource Technology*, 89 (1), 1-16. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0960-8524\(03\)00040-3](http://dx.doi.org/10.1016/S0960-8524(03)00040-3)