

## **ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DEL PROCESO DE ESTERIFICACIÓN DE ACEITES VEGETALES USADOS (AVUS) UTILIZANDO REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR (RIC)**

M. F. Laborde<sup>1,3</sup>, M. Serna Gonzalez<sup>2</sup>, A. M. Pagano<sup>3</sup> y M. C. Gely<sup>3</sup>

<sup>1</sup>Becario Doctoral CONICET

<sup>2</sup>Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo (UMSNH), Morelia, México.

<sup>3</sup>Área de Procesos – TECSE, Depto. Ingeniería Química, Facultad de Ingeniería,  
Universidad Nacional del Centro de la Provincia de Buenos Aires (UNICEN)

Av. Del Valle 5737 - Olavarría - Argentina.

[fernanda.laborde@fio.unicen.edu.ar](mailto:fernanda.laborde@fio.unicen.edu.ar)

**Resumen.** En este trabajo se presenta la estimación de costos de equipos de intercambio de calor y de servicios externos para el diseño de una red de intercambio de calor (RIC) para la esterificación de aceites vegetales usados (AVUs) y se los compara con los del proceso sin RIC. Conocer los costos de un proyecto es un elemento clave para la decisión de realizar la inversión en el mismo. La reacción de esterificación es con catálisis ácida, se tratan AVUs hasta con un 14,19% FFA con una capacidad de procesamiento de 680,7 kg/h de AVUs. Se utiliza el software Aspen Energy Analyzer® para determinar las áreas de intercambio de cada equipo. El costo total de equipos de intercambio de calor del proceso diseñado con RIC es 15651,9 US\$ mayor al de sin RIC. El costo de servicio disminuye en 22,21% anual, y por otra parte al comparar el VAN de cada proceso, se observa que en el caso del proceso con RIC este es un 22,06% mayor, lo que significa un proyecto es aceptable ya que producirá mayores ganancias.

**Palabras clave:** REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR, ACEITES VEGETALES USADOS, COSTOS.

## 1. Introducción

El biodiesel es un éster monoalquílico de ácidos grasos de cadena larga (Mohammadshirazi et al., 2014) que constituye una alternativa a los combustibles fósiles debido a que es natural, se obtiene a partir de materias primas renovables y tiene bajas emisiones tóxicas (Nasir et al., 2013). Se obtiene mediante la reacción de transesterificación catalítica de triglicéridos con alcoholes de cadena corta a una temperatura de reacción cercana al punto de ebullición del alcohol. El factor más importante en la producción de biodiesel es la materia prima seleccionada. La utilización de aceites vegetales usados (AVUs) como materia prima del biodiesel proporciona una reducción a problemas tales como la contaminación del agua y las obstrucciones en los sistemas de drenajes (Yaakob et al., 2013), ya que se estima que un litro de AVUs contamina unos 1000 litros de agua (CONSUMER, 2014). Por otra parte, si bien la utilización de un residuo tal como los AVUs disminuye los costos de materia prima involucrados, se debe considerar que el proceso de fritura a temperaturas elevadas (180-190°C) (Hamilton y Perkins, 2002) tiene influencias negativas en las propiedades del aceite por la formación de ácidos grasos libres (FFA), incorporación de impurezas y aumento en el contenido de agua (Talebian-Kiakalaieh et al., 2013; Yaakob et al., 2013).

Para llevar a cabo la reacción de transesterificación catalítica sin inconvenientes en la producción de biodiesel, es necesario disminuir el nivel de FFA, evitándose de esta forma la aparición de una reacción indeseable de saponificación. El tratamiento necesario para disminuir el porcentaje inicial de FFA de los AVUs es el proceso de esterificación catalítica, que resulta de la reacción de AVUs con un alcohol, en presencia de un catalizador ácido.

La mayoría de los estudios económicos sobre la producción de biodiesel están basados en la simulación del proceso lo que puede ser visto como una de las mejores formas de realizar evaluaciones económicas (Lee et al., 2011; Santana et al., 2010; Tasić et al., 2014; West et al., 2008). Con el objetivo de realizar la integración energética de las corrientes del proceso, la metodología de Punto de Pliegue (Pinch) es una de las mejores herramientas que puede ser empleada para realizar una utilización eficiente de la energía. La tecnología "Pinch" fue desarrollada en los años 1982-1983

diseñando redes de intercambio de calor para procesos individuales (Linnhoff y Flower, 1982; Linnhoff y Hindmarsh, 1983). Programas computacionales tales como Aspen Energy Analyzer® y Aspen Plus® proporcionan un entorno para simular el diseño de redes de intercambio de calor óptimas (Aspentech, 2015).

El objetivo perseguido en el presente trabajo fue realizar un estudio técnico – económico basado en la simulación del proceso de esterificación de AVUs para la producción de biodiesel incorporando redes de intercambio de calor.

## **2. Método**

Se trabajó en la evaluación técnico - económica de una planta de esterificación de AVUs para la obtención de biodiesel, con una capacidad de procesamiento de 680,7 kg/h de AVUs para una localidad del centro de la Provincia de Buenos Aires (Argentina) (Capdevila et al., 2012).

### **2.1 Composición de los Aceites Vegetales Usados**

Los AVUs, de acuerdo a información de los mercados argentinos (CIARA, 2015) se consideraron conformados por un 23% de aceite de girasol y un 77% de aceite de soja. Para realizar su modelado se consideró que estaban constituidos principalmente por los triglicéridos trilinoleína ( $C_{57}H_{98}O_6$ ) y trioleína ( $C_{57}H_{104}O_6$ ) (CHEMPRO, 2014) ya que éstos constituyen un 70% y 30% del aceite de soja y un 78% y 22% del aceite de girasol respectivamente (Laborde et al., 2015). A partir de esta información se consideró que los AVUs estaban constituidos por 67,53% trilinoleína, 26,47% trioleína, 4,31% ácido linoleico y 1,69% ácido oleico.

### **2.2 Diseño del Proceso**

En función de la composición de los AVUs se consideró que los productos de la reacción de esterificación fueron metil oleato ( $C_{19}H_{36}O_2$ ) y metil linoleato ( $C_{19}H_{34}O_2$ ) llevándose a cabo a una temperatura de 70°C y una presión de 400 kPa, utilizando una relación molar de metanol/AVUs de 6/1 (Zhang et al., 2003) por lo que el flujo de metanol fresco fue de 112 kg/h. Se llevó a cabo la recuperación del metanol, recirculando el 34,15% de lo recuperado. Se empleó ácido sulfúrico como catalizador en una proporción de 6% en peso de FFA (Berrios et al., 2007), lo que representa un flujo

de 2,45 kg H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/h. El reactor se modeló como un reactor estequiométrico considerando una conversión de los FFA de 0,97 (Zhang et al., 2003). Sobre el producto se realizó un lavado con glicerina 10,5% en peso de los AVUs ingresados a 25°C y 200 kPa (Zhang et al., 2003), a fin de retirar el catalizador y el agua presente en el producto.

Sobre el proceso simulado y a fin de estudiar la optimización energética, se aplicó el método de Punto de Pliegue (Jimenez Gutierrez, 2003; Kemp, 2007; Renedo Estébanez y Fernández Díez, 2003a; Renedo Estébanez y Fernández Díez, 2003b; Renedo Estébanez y Fernández Díez, 2003c).

### 2.3 Evaluación Económica

A fin de realizar los análisis económicos de los procesos con y sin RIC se considera que en ambos las cantidades producidas y costos fijos son iguales. La diferencia entre ambos procesos radica en los equipos de intercambio de calor (costo de capital) y en el costo de los servicios externos de enfriamiento y calentamiento (costos operativos) que presenta cada uno. A partir de esta información se realiza un análisis económico para evaluar la viabilidad de la aplicación de redes de intercambio de calor.

La evaluación de costos de capital se realizó utilizando la Ec. (1) presentada por (Ulrich, GD y Vasudevan, 2009):

$$C_{BM} = C_P \times F_{BM}^a \quad (1)$$

donde C<sub>BM</sub> es costo del equipo (US\$), C<sub>P</sub> costo de compra (US\$) y F<sub>BM</sub> es el factor de modulo desnudo que se obtiene gráficamente a partir del producto de F<sub>M</sub> (factor del material) y F<sub>P</sub> (Factor de presión). El C<sub>P</sub> y los factores de materiales y presión se obtienen a partir del trabajo de Ulrich, GD y Vasudevan (2009).

Se utilizó el software Aspen Energy Analyzer® para obtener las áreas de los calentadores y enfriadores para el proceso sin RIC y las del intercambiador y calentadores para el proceso con RIC.

Los intercambiadores utilizados en este proceso son del tipo doble tubo debido a que las áreas de intercambio son pequeñas (Carrizales Martinez, 2011; Kern, 1965), el material de construcción es acero al carbono.

La determinación de costos de utilidades externas, agua de enfriamiento y vapor de calentamiento, utilizado en enfriadores y calentadores respectivamente, se estimaron a partir de la Ec. (2) planteada por Ulrich, Gael D y Vasudevan (2006).

$$C_{S,u} = a (CE\ PCI) + b (C_{S,f}) \quad (2)$$

donde:  $C_{S,u}$  es precio del servicio (US\$/kg para vapor y US\$/m<sup>3</sup> para agua), a y b son coeficientes,  $C_{S,f}$  es el precio del fuel en US\$/galón y CE PCI es el coeficiente de actualización de costos.

Para el servicio de agua de enfriamiento, en la Ec. 3 se presenta el cálculo del coeficiente a. El coeficiente b es 0,003. Ambos bajo la condición  $0,01 < q < 10 \text{ m}^3/\text{s}$

$$a = 0,0001 + 3 * 10^{-5} * q^{-1} \quad (3)$$

donde q es el caudal de agua enfriamiento.

Para el servicio de vapor de calentamiento, en las Ec. 4 y 5 se muestra como determinar los coeficientes a y b, respectivamente.

$$a = 2,5 + 10^{-5} * m_s^{-0,9} \quad (4)$$

$$b = 0,0034 * p^{0,05} \quad (5)$$

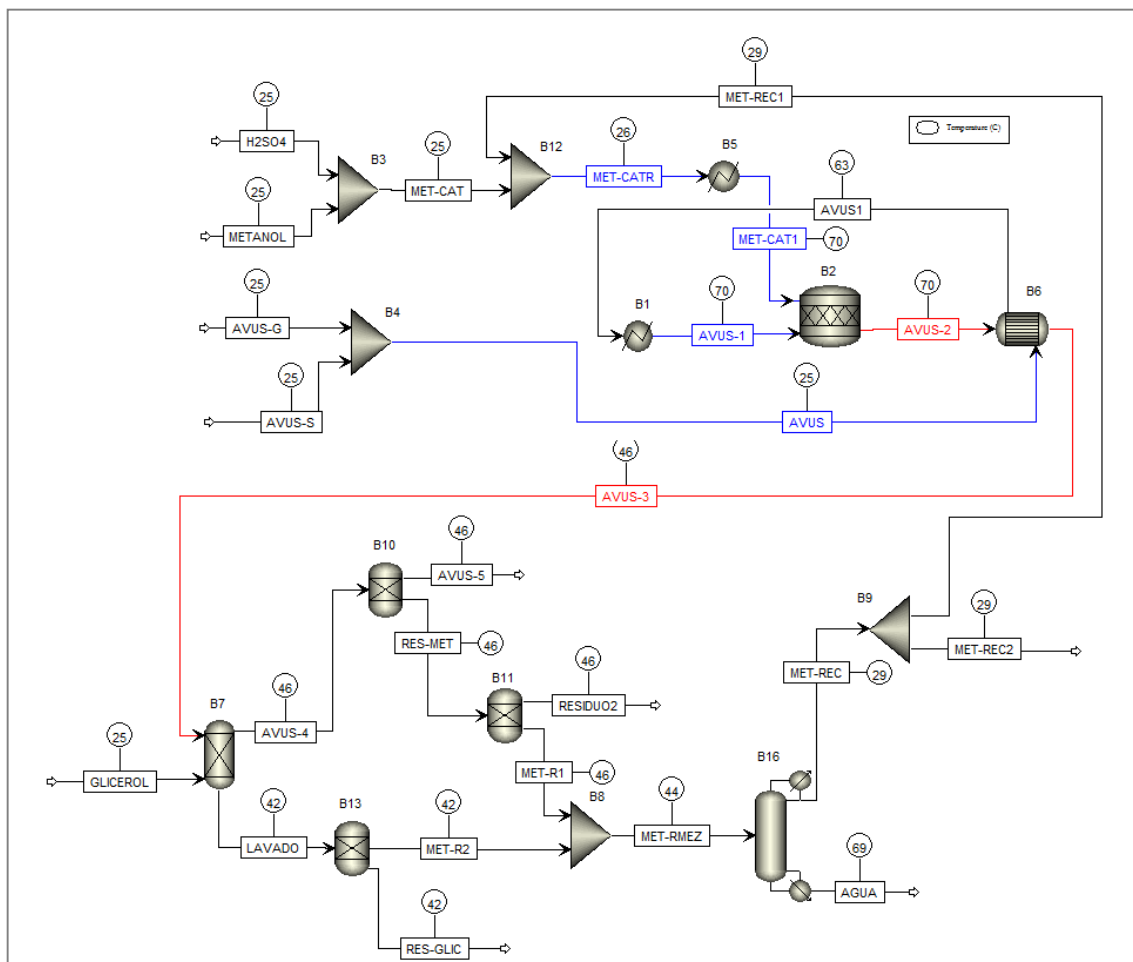
para  $1 < p < 46 \text{ bar}$  y  $0,06 < m_s < 40 \text{ kg/s}$ .

Se realizó un flujo de fondos diferencial a 5 años, por lo que resulta la inversión igual al costo de los equipos de intercambio de calor, y el costo variable igual al costo de los servicios externos, ya que los demás son iguales. Para comparar ambos procesos se determinó el VAN (Valor Actual Neto) considerando una tasa de 17%.

### 3. Resultados y Discusión

En primer lugar se simuló el proceso de esterificación de AVUs en Aspen Plus<sup>®</sup> sin RIC para un flujo másico de 680,7 kg/h constituidos por un 77% de aceite de soja y un

23% de aceite de girasol con un contenido de 6% FFA representado por los ácidos grasos linoleico y oleico (Laborde et al., 2015). A partir de la simulación del modelo se determinaron las corrientes que requieren de servicios de calentamiento y enfriamiento sobre las que se aplicó el método Punto de Pliegue. Como resultado de esta aplicación, se determinó un requerimiento externo de calentamiento de 59548,99 W sin ser necesarios servicios de enfriamiento. Con estos datos se definió la red, la cual quedó conformada por el intercambio entre las corrientes AVUs-2 y AVUs, donde AVUs-2 satisface su requerimiento energético y AVUs alcanza la temperatura de 63 °C (335,7 K), Figura 1.

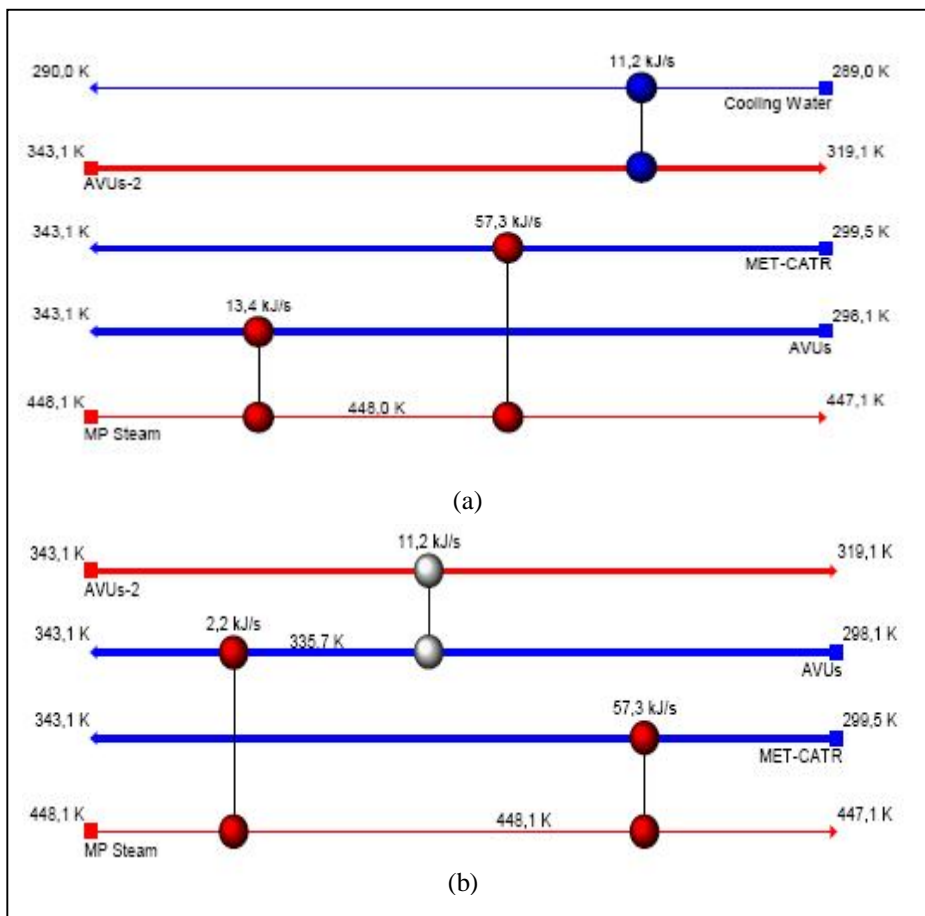


**Figura 1.** Proceso de esterificación de AVUs con RIC.

De la simulación de los procesos de esterificación de AVUs para la producción de biodiesel, se seleccionan las corrientes que tienen necesidad de calentamiento o

enfriamiento las cuales son: AVUs-2 ( $p = 1$  bar), AVUs ( $p = 2$  bar) y MET-CAT ( $p = 1$  bar) para realizar el análisis del costo operativo, de modo de comparar el proceso con y sin RIC.

La simulación en el software Aspen Energy Analyzer de los intercambios de calor para ambos procesos se muestran en la Figura 2 pudiéndose obtener las áreas y requerimientos energéticos de cada uno de los equipos (Tabla 1).



**Fig. 1.** (a) Corrientes solo con servicio externo. (b) corrientes con aplicación de RIC.

Los servicios necesarios en caso de no aplicar RIC son agua de enfriamiento ( $T_e = 289$  K-  $T_s = 290$  K,  $q = 0,003$  m<sup>3</sup>) con un requerimiento de 11232,48 J/s y vapor de calentamiento ( $T_e = 448,1 - T_s = 447,1$  K) con un requerimiento de 70781,47 J/s. En tanto, al aplicar redes de intercambio de calor, se requiere de un calentador para elevar la temperatura de la corriente MET-CATR de 26°C (299,5 K) a 70°C (343,1 K) y un

calentador para elevar la temperatura de la corriente AVUs de 63°C (335,7 K) a 70°C (343,1 K) con un requerimiento energético total de 59548,99 J/s un 15,87% inferior al proceso sin red de intercambio de calor. En la Tabla 1 se presentan las corrientes involucradas en cada uno de los procesos, el equipo correspondiente y sus características evaluadas a partir de los resultados de la simulaciones de los procesos (Laborde et al., 2015).

**Tabla 1.** Características de los servicios y equipos necesarios.

	<b>Equipo</b>	<b>A (m<sup>2</sup>)</b>	<b>Q (J/s)</b>	<b>ms (kg/s)</b>
<b>Sin Red</b>	Enfriador (AVUs-2)	1,5	11232,48	-
	Calentador (AVUs)	0,6	13443,83	3,216
<b>Con Red</b>	Calentador (MET-CATR)	2,4	57337,64	13,717
	Intercambiador	9,7	-	-
	Calentador (AVUs)	0,1	2211,35	0,529
	Calentador (MET-CATR)	2,4	57337,64	13,717

A partir de lo expuesto anteriormente se determinan los costos de los equipos involucrados en ambos procesos según la Ec. 1 ( $F_M = 1$ ,  $F_P = 1$ ,  $F_{MB}^a = 3$ ) y de los servicios correspondientes con la Ec. 2, los cuales se presentan en la Tabla 2. Se consideró el precio diario del fueloil es de 1,63 US\$/galón (Index Mundi, 2015) y el CE PCI 2014 es 579,7 (Chemical Engineering, 2014).

**Tabla 2.** Costo de equipos de intercambio y de operación.

	<b>Equipo</b>	<b>Costo Capital (US\$)</b>	<b>Costo operativo (US\$/año)</b>
<b>Sin RIC</b>	Enfriador (AVUs-2)	9565,1	546183,82
	Calentador (AVUs)	7391,2	1121123,75
	Calentador (MET-CATR)	12173,7	2997109,55
<b>Con RIC</b>	Intercambiador	16086,7	-
	Calentador (AVUs)	6956,4	547999,13
	Calentador (MET-CATR)	7173,8	3080494,80



Al analizar la Tabla 2 se determina que el costo total de equipos para el proceso con RIC supera en 15651,9 US\$ al proceso sin RIC disminuyendo los servicios involucrados en un 22,21% anual.

Se realizó el flujo de fondos para los procesos con y sin RIC. Al comparar los resultados el VAN de cada proceso, se observa que en el caso del proceso con RIC este es un 22,06% mayor, lo que significa un proyecto aceptable ya que producirá mayores ganancias.

#### **4. Conclusiones**

Mediante la optimización energética del proceso diseñado se logra una reducción total del servicio de enfriamiento y del 15,87% del servicio de calentamiento, con lo que se demuestra que la integración reduce los requerimientos energéticos respecto al proceso no integrado.

El costo total de equipos de intercambio de calor del proceso diseñado de esterificación de AVUs con RIC es 15651,9 US\$ mayor al de sin RIC, pero se debe resaltar que el costo de servicio disminuye en 22,21% anual, y por otra parte al comparar el VAN de cada proceso, se observa que en el caso del proceso con RIC este es un 22,06% mayor, lo que significa un proyecto aceptable ya que producirá mayores ganancias.

#### **Reconocimientos**

#### **Referencias**

- Aspentech. (2015). <http://www.aspentech.com>.
- Berrios, M.; Siles, J.; Martín, M. A. ; Martín, A. (2007). A kinetic study of the esterification of free fatty acids (FFA) in sunflower oil. *Fuel*, 86(15), 2383-2388.
- 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.
- Carrizales Martínez, R. (2011). Guía para seleccionar intercambiadores de calor. *TLATEMOANI Revista Academica de Investigación*.
- CIARA. (2015). <http://www.ciara.com.ar/>

- CONSUMER.(2014).  
[http://www.consumer.es/web/es/medio\\_ambiente/urbano/2010/06/24/193915.php](http://www.consumer.es/web/es/medio_ambiente/urbano/2010/06/24/193915.php)  
 p [Nov. 2014]
- CHEMPRO. (2014). <http://www.chempro.in/fattyacid.htm> [Abril, 2014].
- Hamilton, R. J. ; Perkins, E. G. (2002). Química de los aceites y grasas usados para frituras. *A&G Magazine*, 3, 292-306.
- Jimenez Gutierrez, A. (2003). *Diseño de procesos en ingeniería química*: Editorial Reverte.
- Kemp, I. C. (2007). *Pinch analysis and process integration: a user guide on process integration for the efficient use of energy*: Butterworth-Heinemann.
- Kern, D. Q. (1965). *Procesos de Transferencia de Calor* (Primera Edición ed.).
- Laborde, M. F.; Serna Gonzalez, M.; Pagano, A. M. ; Gely, M. C. (2015). *OPTIMIZACION ENERGETICA DE LA ESTERIFICACION DE ACEITES VEGETALES USADOS (AVUs)*. Paper presented at the CLICAP 2015 (Congreso Latinoamericano de Ingeniería y Ciencias Aplicadas) San Rafael, Mendoza, Argentina
- Lee, S.; Posarac, D. ; Ellis, N. (2011). Process simulation and economic analysis of biodiesel production processes using fresh and waste vegetable oil and supercritical methanol. *Chemical Engineering Research and Design*, 89(12), 2626-2642.
- Linnhoff, B. ; Flower, J. R. (1982). *User guide on process integration for the efficient use of energy*: Institution of Chemical Engineers Rugby, Warwickshire, UK.
- Linnhoff, B. ; Hindmarsh, E. (1983). The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, 38(5), 745-763.
- 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.
- 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.
- 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.
- 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.
- 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.
- Santana, G. C. S.; Martins, P. F.; de Lima da Silva, N.; Batistella, C. B.; Maciel Filho, R. ; Wolf Maciel, M. R. (2010). Simulation and cost estimate for biodiesel production using castor oil. *Chemical Engineering Research and Design*, 88(5-6), 626-632.
- Talebian-Kiakalaieh, A.; Amin, N. A. S. ; Mazaheri, H. (2013). A review on novel processes of biodiesel production from waste cooking oil. *Applied Energy*, 104(0), 683-710.

- Tasić, M. B.; Stamenković, O. S. ; Veljković, V. B. (2014). Cost analysis of simulated base-catalyzed biodiesel production processes. *Energy Conversion and Management*, 84(0), 405-413.
- Ulrich, G. ; Vasudevan, P. (2009). Capital Costs Quickly Calculated (vol 116, pg 46, 2009). *Chemical Engineering*, 116(5), 6-6.
- Ulrich, G. D. ; Vasudevan, P. T. (2006). How to estimate utility costs. *Chem. Eng.*, 113(4), 66-69.
- West, A. H.; Posarac, D. ; Ellis, N. (2008). Assessment of four biodiesel production processes using HYSYS.Plant. *Bioresource Technology*, 99(14), 6587-6601.
- Yaakob, Z.; Mohammad, M.; Alherbawi, M.; Alam, Z. ; Sopian, K. (2013). Overview of the production of biodiesel from Waste cooking oil. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 18(0), 184-193.
- 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.