

PROCESO DE OBTENCIÓN DE BIODIÉSEL A PARTIR DE AVUs: ANÁLISIS DIFERENCIAL DE COSTOS DE OPCIONES ÓPTIMAS DE INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

PROCESS OF OBTAINING BIODIESEL FROM WVO: DIFFERENTIAL COST ANALYSIS OF OPTIMAL ENERGY INTEGRATION OPTIONS

María F. Laborde^{1,2}, Medardo S. González³, José M. Ponce³, Ana M. Pagano¹, María C. Gely¹

(1) Núcleo TECSE, Departamento de Ingeniería Química y Tecnología de Alimentos, 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

(3) Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo (UMSNH), Gral. Francisco J. Múgica S/N, Ciudad Universitaria, Morelia, Michoacán - México
(e-mail: fernanda.laborde@fio.unicen.edu.ar)

Recibido: 21/05/2020 - Evaluado: 14/06/2020 - Aceptado: 20/07/2020

RESUMEN

En este trabajo se seleccionó la mejor alternativa de diseño de Red de Intercambio de Calor (RIC) aplicada al proceso de esterificación y transesterificación con metanol para la obtención de biodiésel a partir de aceites vegetales usados (AVUs), mediante un análisis económico diferencial entre las alternativas con y sin RIC. Ambas opciones con integración de calor presentaron un valor actual neto (VAN) mayor que aquellas en las que no se aplicó integración energética, debido fundamentalmente a la disminución en los costos operativos. El valor de VAN para las opciones 1 y 2 fue de US\$ 29.821.901 y US\$ 26.004.006, respectivamente. Por lo tanto, la Opción 1 resultó ser la alternativa tecnológica económicamente más conveniente.

ABSTRACT

In this work, the best alternative design of Heat Exchange Network (HEN) applied to the process of esterification and transesterification with methanol to obtain biodiesel from waste vegetable oils (WVO) was selected through a differential economic analysis between the alternatives with and without HEN. Both options with heat integration presented a higher net present value (NPV) than those where no energy integration was applied, mainly due to the decrease in operating costs. The NPV for options 1 and 2 was US\$ 29,821,901 and US\$ 26,004,006, respectively. Therefore, Option 1 turned out to be the most economically convenient technological alternative.

Palabras clave: biodiesel, costos diferenciales, superestructura, red de intercambio de calor
Keywords: biodiesel, differential cost, superstructure, heat exchange network

INTRODUCCIÓN

En el caso de los combustibles renovables para los motores de ignición por compresión, la mayoría de los esfuerzos están centrados en la producción de biodiesel, éster monoalquílico de cadena larga de ácidos grasos derivados de recursos renovables (Santana *et al.*, 2010).

El biodiesel se ha convertido en una alternativa a los combustibles fósiles debido a que es renovable, biodegradable, técnicamente factible, no tóxico, ecológico y fácilmente disponible (Bhuiya *et al.*, 2016; Hwang *et al.*, 2016; Nasir *et al.*, 2013). Se produce utilizando materiales que contengan en su composición triglicéridos, tanto a partir de aceites vegetales comestibles (Demirbas, 2011) como de fuentes no comestibles o residuos de alimentos (Al-Widyan & Al-Shyoukh, 2002; Al-Widyan *et al.*, 2002; Çaylı & Küsefoğlu, 2008; Dorado *et al.*, 2003).

Los biocombustibles de segunda generación que se obtienen a partir de residuos orgánicos son una alternativa comprometida con el medio ambiente. Los aceites vegetales usados (AVUs) no son biodegradables; si se vierten a los desagües se convierten en potenciales contaminantes del agua, impidiendo el intercambio de oxígeno y la entrada de luz. Se estima que un litro de AVUs contamina unos 1000 litros de agua (Fernandez Muerza, 2010). El reciclado de los AVUs es importante a nivel mundial, por lo tanto, el uso de estos desechos de la industria alimenticia en la producción de biodiesel resultaría adecuado y provechoso.

Por otra parte, la utilización de aceites vegetales usados (AVUs) para la producción de biodiesel es de interés creciente día a día, ya que es una materia prima económica en la mayoría de los países del mundo. El precio de los AVUs es más barato en comparación con los aceites vegetales frescos (Babazadeh *et al.*, 2017; Demirbas, 2009; Sahar *et al.*, 2018). Los aceites frescos contribuyen aproximadamente en un 75-88% al costo de producción del biodiesel, el costo de la materia prima afecta de forma directamente proporcional al costo de producción del biodiesel (Hass *et al.*, 2006; Mohammadshirazi *et al.*, 2014), por el contrario los AVUs tienen un bajo costo ya que son un residuo de la industria alimenticia (AbuKhadra *et al.*, 2020).

Como en la mayoría de los procesos industriales, el proceso de obtención de biodiesel a partir de AVUs involucra la transferencia de calor entre corrientes de proceso o entre corrientes de servicio auxiliar y corrientes de proceso. Actualmente, las crisis energéticas han llevado a buscar en los diseños de procesos industriales la maximización de la recuperación de calor y la minimización del requerimiento de servicios auxiliares. Esta disminución en el uso de energía también va acompañada de una disminución en el costo de los servicios utilizados.

En recientes trabajos, Granjo *et al.* (2017) y Gasca-González *et al.* (2018), han realizado estimaciones de costos en biorrefinerías –un aspecto sumamente importante para evaluar la rentabilidad de un proyecto como la obtención de biodiesel a partir de AVUs- utilizando la metodología propuesta por Turton *et al.* (2008).

La estimación de costos de capital según el nivel de definición del proyecto (Turton *et al.*, 2008) se clasifica en:

- Clase 5: Estimación de orden de magnitud: requiere de un 0% a 2% de definición del proyecto completo.
- Clase 4: Estimación de estudio: requiere de un 1% a 15% de definición del proyecto completo.
- Clase 3: Estimación preliminar: requiere de un 10% a 40% de definición del proyecto completo.
- Clase 2: requiere de un 30% a 70% de definición del proyecto completo.
- Clase 1: Estimación detallada: requiere de un 50% a 100% de definición del proyecto completo.

En este trabajo se realiza una estimación de costos, Clase 4, de dos alternativas de procesos de obtención de biodiesel a partir de AVUs, las cuales se optimizaron energéticamente por dos metodologías diferentes: el método Punto de Pliegue (Laborde *et al.*, 2014) y un modelo de programación no lineal entera mixta generado a partir de una superestructura (Laborde *et al.*, 2018).

PROCEDIMIENTO

La obtención de biodiesel a partir de AVUs se produce por medio de dos procesos consecutivos: Proceso de Esterificación y Proceso de Transesterificación, debido a que la materia prima contiene un acidez libre superior al 0,5% (Zhang *et al.*, 2003).

A partir de la información de la Cámara de la Industria Aceitera de la República Argentina-CIARA (<http://www.ciara.com.ar/>) se consideraron los AVUs compuestos principalmente por aceite de soja y de girasol. Y a partir de la composición de estos aceites se determinaron como componentes mayoritarios trilinoleína, trioleína y ácido oleico, tal como reporta Aboelazayem *et al.* (2018).

Para la síntesis de la planta se utilizó un caudal másico de AVUs de 680,7 kg/h (Capdevila *et al.*, 2012) que se asemeja al utilizado por Zhang *et al.* (2003), y está dentro del rango de producción de pequeñas empresas argentinas.

La reacción de esterificación catalítica se lleva a cabo como primera etapa del proceso de obtención de biodiesel para eliminar los ácidos grasos libres (AGL) de los AVUs. En la Fig. 1 se observa que inicialmente se mezclan el metanol fresco y el catalizador (MIX-1), posteriormente ingresan al reactor (R-1) junto con los AVUs donde ocurre la reacción de esterificación: el ácido oleico ($C_{18}H_{34}O_2$), que representa los AGL (AOCS, 1989), reacciona con el metanol (CH_3OH) utilizando ácido sulfúrico como catalizador para producir agua (H_2O) y metil oleato ($C_{19}H_{36}O_2$). Las condiciones de reacción son 60°C de temperatura de reacción y presión de 1 atm, empleando una relación molar de metanol/AGL de 40/1 y una fracción de catalizador de 10 % en peso de ácido sulfúrico respecto de los AGL. Estas condiciones fueron determinadas experimentalmente como óptimas por Chai *et al.* (2014) para alcanzar una conversión aproximada del 96%. Luego se separan reactivos y productos en un decantador a temperatura ambiente y 1 atm (DEC-1). Mediante destilación se recupera el metanol de la corriente LAVADO, en una torre de 9 platos a presión atmosférica. La corriente AVUs-4 con un flujo de 716,8 kg/h contiene un 88,6% de triglicéridos, 0,15% AGL, 6,28% de metano y demás impurezas.

En el proceso de transesterificación, mostrado en la Fig. 1, el metanol se mezcla con NaOH (MIX-2), y luego en el reactor (R-2) ocurre la reacción entre los triglicéridos de los AVUs y el metanol (CH_3OH) para formar biodiesel y glicerol ($C_3H_8O_3$); en este caso, los triglicéridos que se consideran como componentes mayoritarios del AVUs son la trioleína ($C_{57}H_{98}O_6$) y la trilinoleína ($C_{57}H_{98}O_6$). Las condiciones de reacción para esta reacción son: temperatura 60°C, presión 1 atm, relación molar metanol/aceite vegetal usado esterificado de 6/1, 1% NaOH en peso en base al aceite vegetal usado esterificado como catalizador y conversión de 94% en biodiesel. Estas condiciones experimentales óptimas fueron determinadas por Cai *et al.* (2015), Sahar *et al.* (2018), Bashir *et al.* (2018) e Ishak y Kamari (2019). Luego se realiza la separación de los reactivos y productos por decantación (DEC-2) a temperatura ambiente. La corriente FAMEIMP es purificada en un proceso de evaporación a 80°C (Bashir *et al.*, 2018) y vacío (Medina-Ramírez *et al.*, 2012) en el evaporador EV. El metanol de la corriente MT-GL-CT es recuperado por destilación.

El proceso completo de esterificación y transesterificación se simula en Aspen Plus (Laborde *et al.*, 2020), de acuerdo a las condiciones descritas anteriormente. Por las características de los componentes y condiciones del proceso se selecciona el paquete de propiedades NRTL (Carlson, 1996). A partir de la simulación en Aspen Plus se determinan las temperaturas de las corrientes con posibilidad de intercambio energético. Esta información es fundamental para la aplicación de la metodología Punto de Pliegue (Laborde *et al.*, 2014) y un modelo de programación no lineal entera mixta (MINLP) (Laborde *et al.*, 2018) con el objetivo de desarrollar la RIC.

El MINLP es generado a partir de una superestructura, entre las corrientes calientes y frías del proceso con posibilidad de integración de calor. La función objetivo de este modelo es minimizar el flujo calórico externo, las restricciones se basan en balances de energía para cada corriente, balances de calor de las corrientes calientes y frías por intervalo, cantidad de servicio externo, condiciones de flujo a contracorriente y restricciones lógicas, de

fuerzas impulsoras y de conducción, las cuales son descritas por Laborde *et al.* (2018). Este modelo se resuelve con el software GAMS utilizando el Solver ALPHAECP.

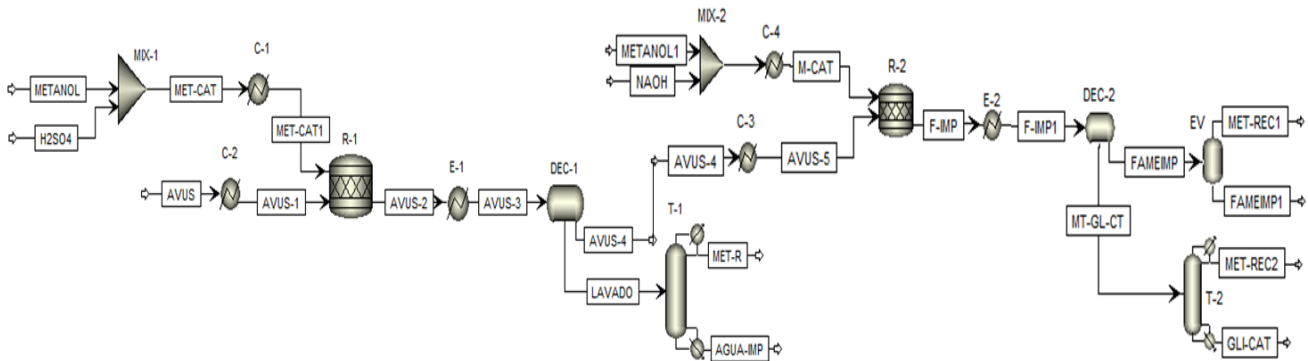


Fig. 1: Diagrama del proceso de obtención de biodiesel sin RIC

Se plantea realizar una comparación de costos de alternativas mutuamente excluyentes. La técnica más directa de comparación para este tipo de alternativas es determinar el valor actual neto (VAN) de cada una basado en la inversión total, seleccionándose luego el de menor VAN negativo o el de mayor valor positivo (DeGarmo *et al.*, 1998). En este proyecto se realizará una estimación de Clase 4 (Estimación de estudio), ya que este tipo de estimación utiliza una lista de los principales equipos del proceso. Pero a la vez se realiza una estimación diferencial entre las distintas alternativas (DeGarmo *et al.*, 1998), por lo tanto los equipos que se tienen en cuenta son aquellos que son diferentes entre las alternativas de estudio. Se estiman postulando la construcción de una nueva planta y es la suma de tres contribuciones: 1) Los costos totales del módulo básico, que representa la suma del costo de capital de cada unidad de equipo principal determinada con la técnica de costeo del módulo, 2) Los costos de contingencia, que cubren los costos y tarifas imprevistos asociados con la integridad de la información del costo del diagrama de flujo y los datos, y 3) Los gastos con instalaciones auxiliares, incluida la compra de terrenos, los servicios externos y los servicios públicos (Gasca-González *et al.*, 2018).

La técnica de costeo del módulo está dada por las ecuaciones 1-4 (Turton *et al.*, 2008).

$$C_{BM} = C_p^\circ F_{BM} \quad (1)$$

$$\log_{10} C_p^\circ = K_1 + K_2 \log_{10} A + K_3 (\log_{10} A)^2 \quad (2)$$

$$F_{BM} = B_1 + B_2 F_p F_M \quad (3)$$

$$\log_{10} F_p = C_1 + C_2 \log_{10} P + C_3 (\log_{10} P)^2 \quad (4)$$

donde: C_{BM} : costo del equipo (Estimación 2001 – CEPCI 397), US\$

F_{BM} : factor de costo

C_p° : costo de compra de equipo en condiciones básicas, US\$

K_1, K_2 y K_3 : constantes tabuladas por equipo [Tabla A1, Turton *et al.* (2008)]

A: dimensión característica del equipo

B_1 y B_2 : valores constantes tabuladas por equipo [Tabla A4, Turton *et al.* (2008)]

F_p : factor de presión

P: presión, barg (1 bar = 0,0 barg = 1 atm)

C_1, C_2 y C_3 : constantes tabuladas por equipo [Tabla A2, Turton *et al.* (2008)]

F_M : factor del material por equipo [Figura A.18, Turton *et al.* (2008)].

Cuando F_M y F_p son iguales a la unidad se tiene C_{BM}° .

Los costos de contingencia se determinan con la ecuación 5 (Turton *et al.*, 2008).

$$C_{TM} = 1,18 \sum_i^n C_{BM,i} \quad (5)$$

donde: n: número de equipos totales.

Los gastos de instalaciones auxiliares se estiman con la ecuación 6 (Turton *et al.*, 2008).

$$C_{AF} = 0,50 \sum_i^n C_{BM,i}^o \quad (6)$$

donde: n es el número de equipos totales.

Finalmente se determina el costo base del proceso con la ecuación 7 (Turton *et al.*, 2008).

$$C_{GR} = C_{TM} + C_{AF} \quad (7)$$

Es necesario actualizar los costos determinados utilizando el índice CEPCI (ec. 8).

$$\text{Costo actual (U\$S)} = \text{Costo Original} * \frac{\text{Valor índice actual}}{\text{Valor índice Original}} \quad (8)$$

El índice utilizado es el CEPCI julio 2019 ("Chemical Engeniering ", <http://www.chemengonline.com/>).

Los costos de servicios externos, agua de enfriamiento y vapor de calentamiento, utilizados en enfriadores y calentadores respectivamente, fueron estimados a partir de la ecuación 9 planteada por Ulrich y Vasudevan (2006).

$$C_{S,u} = a(\text{CEPCI}) + b(C_{S,f}) \quad (9)$$

donde: $C_{S,u}$: precio del servicio, US\$/kg para vapor y US\$/m³ para agua
a y b: coeficientes
 $C_{S,f}$: precio del fuel, US\$/galón
CEPCI: coeficiente de actualización de costos.

Para el servicio de agua de enfriamiento (ec. 10) se presenta el cálculo del coeficiente a (Ulrich & Vasudevan, 2006), mientras que el coeficiente b es 0,003. Ambos bajo la condición $0,01 < q < 10 \text{ m}^3/\text{s}$.

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

donde: q: caudal de agua enfriamiento, m³/s.

Para el servicio de vapor de calentamiento (Ulrich & Vasudevan, 2006), las ecuaciones 11 y 12 muestran cómo determinar los coeficientes a y b, respectivamente.

$$a = 2,5 + 10^{-5} m_s^{-0,9} \quad (11)$$

$$b = 0,0034 p^{0,05} \quad (12)$$

donde: p: presión, $1 < p < 46 \text{ barg}$
 m_s : flujo másico de servicio, $0,06 < m_s < 40 \text{ kg/s}$.

El costo diferencial se determina siguiendo la ecuación 13.

$$CD = CP_{\text{Con RIC}} - CP_{\text{sin RIC}} \quad (13)$$

donde: CD: Costo Diferencial, US\$.
 CP: Costo de Proceso, US\$.

El costo de proceso (CP) se define por la suma de los costos de servicios y costos de equipos diferenciales.

En este trabajo se realizó el análisis diferencial de costos entre las alternativas factibles de obtención de biodiesel con integración de calor (Laborde *et al.*, 2014; Laborde *et al.*, 2017; Laborde *et al.*, 2018) y sin ella. Dichas alternativas son:

- Alternativa 1: Proceso de obtención de biodiesel considerando la optimización energética de los procesos de esterificación y transesterificación por separado.
- Alternativa 2: Proceso de obtención de biodiesel considerando la optimización energética del proceso completo.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

A partir de la simulación del proceso en el software Aspen Plus® se determinaron las temperaturas (TE, TS temperatura de entrada y salida, respectivamente) y los flujos calóricos (Q) de las corrientes de los procesos de esterificación (C1, C2, C3, H1, H2, H3 y H4) y transesterificación (C4, C5, C6, H5, H6, H7, H8, H9 y H10) con posibilidad de integración de calor, Tabla 1.

Aplicando las metodologías de punto de pliegue y MILNP se obtienen las RIC para los procesos de esterificación y transesterificación por separado y para el proceso completo, Fig. 2 y 3, respectivamente.

En el proceso completo (esterificación + transesterificación) sin RIC el consumo de energía de servicios externos es de 2655735 kJ/h. Al realizar la integración energética de ambos procesos por separados el consumo energético es de 2357416 kJ/h por consiguiente el ahorro energético logrado es de un 11,2% en servicios externos (Fig. 2). La consideración de la integración energética del proceso completo con un consumo de energía de 2315199 kJ/h genera un ahorro de 12,8% en servicios externos (Fig. 3) (Laborde, 2020).

Tabla 1: Datos de las corrientes con posibilidad de generar una RIC

Corrientes		TE (°C)	TS (°C)	Q (kJ/h)
MET-CAT:	C1	25	60	17069
AVUS:	C2	25	60	49060
REHERVIDOR T-1:	C3	200	201	199626
M-CAT-1:	C4	25	60	41327,3
AVUS-4:	C5	25	60	41702,7
REHERVIDOR T-2:	C6	267	268	940380
AVUS-2:	H1	60	25	67441
CONDENSADOR T-1:	H2	66	65	180136
AGUA-IMP:	H3	204	25	5364
MET-R:	H4	65	25	13948
F-IMP:	H5	60	25	90065,2
GLI-CAT:	H6	268	25	33522,7
MET-REC2:	H7	65	25	45931,9
FAMEIMP1:	H8	80	25	70287,4
MET-REC1:	H9	80	25	25399,3
CONDENSADOR T-2:	H10	66	65	834474

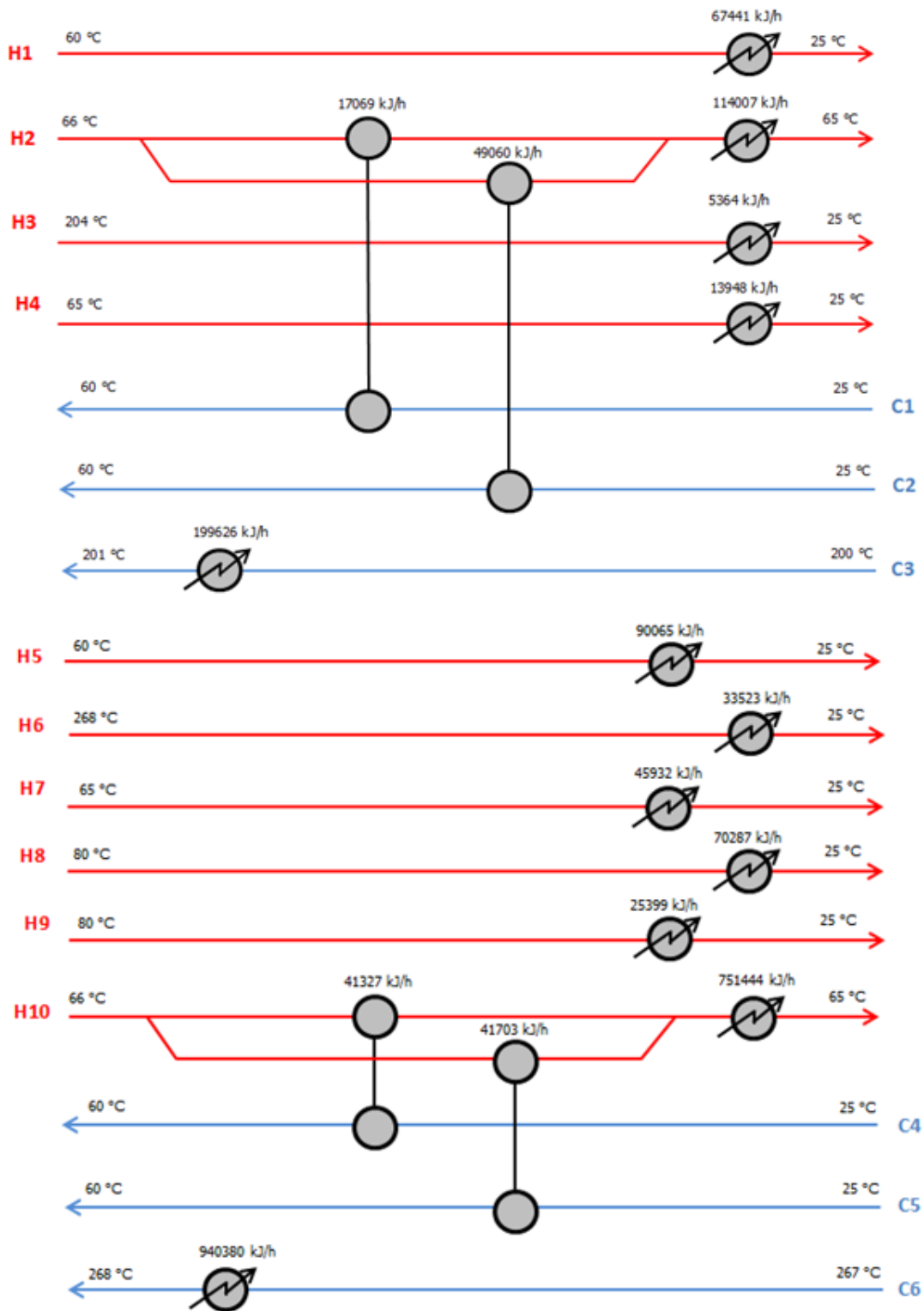


Fig. 2: RIC en el proceso de Esterificación y Transesterificación por Separado

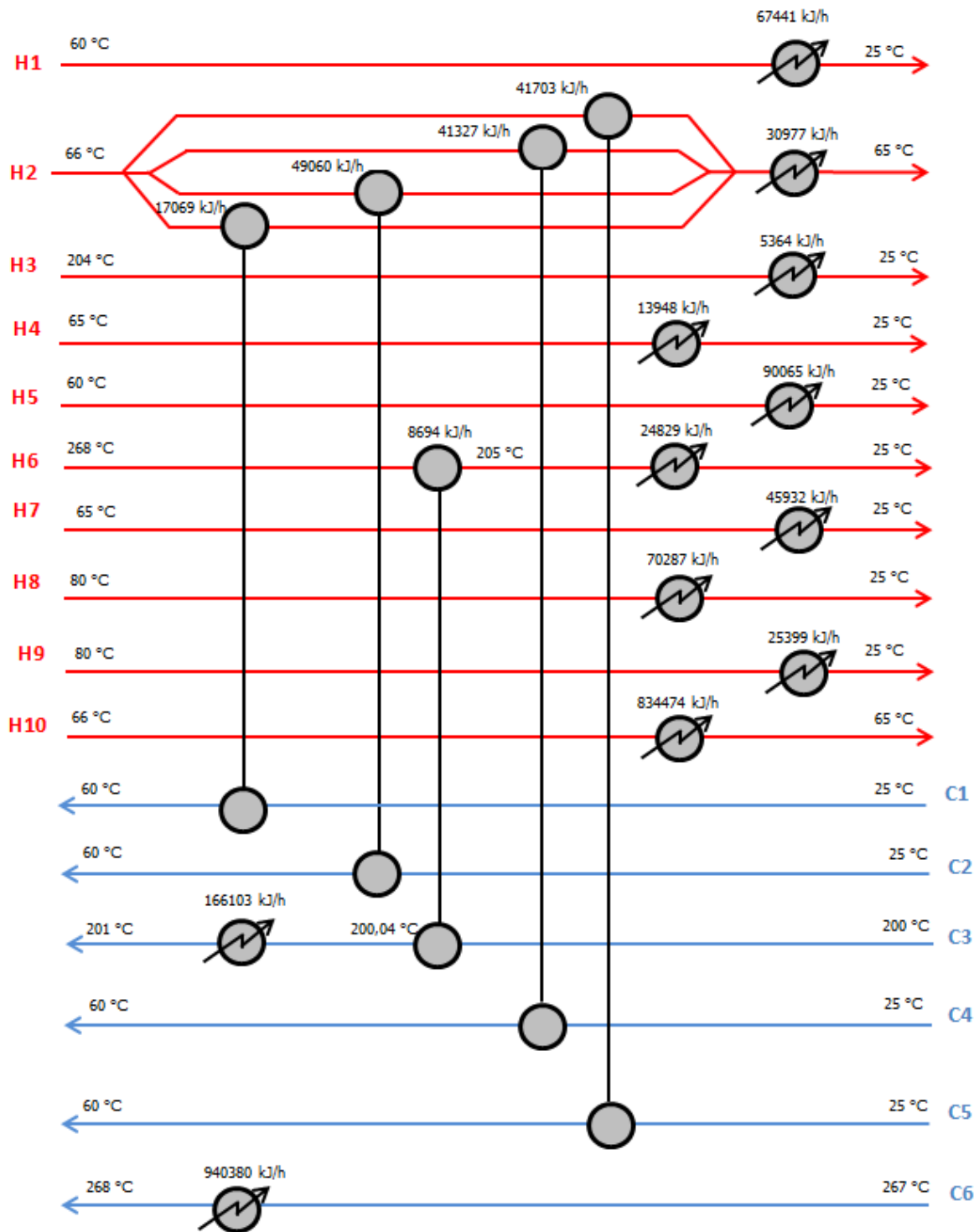


Fig. 3: RIC del proceso completo de obtención de Biodiesel

Se realiza el cálculo del costo diferencial de estas alternativas entre las opciones de proceso con y sin RIC.

La Tabla 2 muestra con una "x" los equipos que pertenecen al proceso de obtención de biodiesel sin y con integración de calor para las Alternativas 1 y 2, respectivamente. Se puede observar que hay muchos equipos comunes en ambos diseños, por lo tanto estos no se considerarán para realizar el análisis económico diferencial, ya que al realizar la diferencia entre la inversión de capital de uno y otro diseño se cancelan estos costos.

Tabla 2: Equipos del Proceso sin RIC y con RIC, Alternativa 1 y Alternativa 2

Equipos	Sin RIC	Alternativa 1 Con RIC	Alternativa 2 Con RIC
Mezclador MIX-1	x	x	x
Calentador C-1	x		
Calentador C-2	x		
Reactor R-1	x	x	x
Enfriador E-1	x	x	x
Decantador DEC-1	x	x	x
Torre T-1	x	x	x
Condensador T-1	x	x (< área)	x (< área)
Rehervidor T-1	x	x	x (< área)
Enfriador en AGUA-IMP	x	x	x
Enfriador en MET-R	x	x	x
Mezclador MIX-2	x	x	x
Calentador C-3	x		
Calentador C-4	x		
Reactor R-2	x	x	x
Enfriador E-2	x	x	x
Decantador DEC-2	x	x	x
Torre T-2	x	x	x
Condensador T-2	x	x (< área)	x
Rehervidor T-2	x	x	x
EV	x	x	x
Enfriador GLI-CAT	x	x	x
Enfriador MET-REC2	x	x	x
Enfriador FAMEIMP1	x	x	x
Enfriador MET-REC1	x	x	x
Intercambiador H10-C4		x	
Intercambiador H10-C5		x	
Intercambiador H2-C1		x	
Intercambiador H2-C2		x	
Intercambiador H2-C1			x
Intercambiador H2-C2			x
Intercambiador H2-C4			x
Intercambiador H2-C5			x
Intercambiador H6-C3			x

En las Tablas 3 y 4 se presenta la inversión de capital total (ec. 1 - 8) para los equipos diferenciales de cada diseño (sin y con RIC) correspondientes a la Alternativa 1. En la Tabla 5, se presentan los correspondientes a la Alternativa 2. (Aclaración para Tablas 3, 4 y 5: *Obtenidos con Aspen Energy Analyzer. **El valor real es menor a 1 m² (0,1 – 0,3 m²) se aproxima a la unidad porque es el rango mínimo de la correlación para intercambiadores).

En principio se puede observar, en las Tablas 3 y 4, una mayor inversión en capital para el proceso de transesterificación tanto con RIC como sin RIC. En el proceso de esterificación, la incorporación de la RIC genera un incremento en la inversión de capital correspondiente a los equipos diferenciales de un 76%. Por otro lado, en el proceso de transesterificación, se produce una disminución del 9% en la inversión de capital con RIC.

Tabla 3: Estimación de Costo de Capital – Proceso de Esterificación – Alternativa 1

	Equipo	A (m ²)*	C _P = C _P (A)	C _{BM} = C _{BM} ^o (2001)	C _{BM} (2019)	C _{GR} 2019 (US\$)
Sin RIC	Calentador (MET-CAT)	1**	4158,1	13.680	20.979	262.359
	Calentador (AVUs)	1**	4158,1	13.680	20.979	
	Condensador T-1	5,8	22636,9	74.476	114.209	
Con RIC	Intercambiador H2-C1	2,6	10610,7	34.909	53.534	462.042
	Intercambiador H2-C2	7,6	29046,5	95.563	146.546	
	Condensador T-1	3,7	14854,6	48.872	74.945	

Tabla 4: Estimación de Costo de Capital – Proceso de Transesterificación – Alternativa 1

	Equipo	A (m ²)*	C _P = C _P (A)	C _{BM} = C _{BM} ^o (2001)	C _{BM} (2019)	C _{GR} 2019 (US\$)
Sin RIC	Calentador (Avus-4)	1**	2.903,1	9.551	14.647	5.501.056
	Calentador (M-CAT)	1**	2.903,1	9.551	14.647	
	Condensador T-2	28,4	643.211,2	2.116.165	3.245.144	
Con RIC	Intercambiador H10-C4	6,4	24.797,2	81.583	125.108	5.051.809
	Intercambiador H10-C5	6,3	24.438,9	80.404	123.300	
	Condensador T-2	25,6	546.778,9	1.798.903	2.758.622	

La Tabla 5 muestra la estimación de costo diferenciales de capital para el proceso completo de obtención de biodiesel donde se observa que el proceso con RIC requiere un 64% más de inversión de capital.

Tabla 5: Estimación de Costo de Capital – Proceso completo Esterificación/Transesterificación – Alternativa 2

	Equipo	A (m ²)*	C _P = C _P (A)	C _{BM} = C _{BM} ^o (2001)	C _{BM} (2019)	C _{GR} 2019(US\$)
Sin RIC	Calentador (MET-CAT)	1**	4.158	13.680	20.979	492.541
	Calentador (AVUs)	1,0**	4.158	13.680	20.979	
	Condensador T-1	5,8	22.637	74.476	114.209	
	Rehervidor T-1	5,9	22.999	75.666	116.034	
	Calentador (AVUs-4)	1,0**	4.158	13.680	20.979	
	Calentador (M-CAT)	1**	4.158	13.680	20.979	
Con RIC	Intercambiador H2-C1	2,6	10.611	34.909	53.534	806.759
	Intercambiador H2-C2	7,8	29.746	97.865	150.076	
	Intercambiador H2-C4	6,5	25.155	82.760	126.912	
	Intercambiador H2-C5	6,6	25.512	83.934	128.713	
	Intercambiador H6-C3	1	4.158	13.680	20.979	
	Condensador T-1	1	4.158	13.680	20.979	
	Rehervidor T-1	5,6	21.911	72.088	110.547	

Luego, en las Tablas 6 y 7 se presentan costos de servicios externos diferenciales de los procesos (con y sin RIC), para la Alternativa 1 del proceso de Esterificación y Transesterificación, respectivamente, siguiendo las ecuaciones planteadas en la metodología costos de servicios externos. Y en la Tabla 8 los correspondientes a la Alternativa 2.

El análisis de estas tablas permite observar la importante disminución en los costos de servicios externos tanto para el proceso de esterificación como para transesterificación. En la alternativa 1, para el proceso de esterificación, la RIC permite disminuir estos costos de servicios externos en un 97,6%, en tanto para el proceso de transesterificación, esta disminución es de un 87,6%. En la alternativa 2, la generación de una red de intercambio de calor produce una disminución de un 81,6%. Por consiguiente, se observa claramente que la aplicación de redes de intercambio genera importantes ahorros de servicios externos.

Tabla 6: Costos de servicios externos – Proceso de Esterificación – Alternativa 1

	Equipo	Q (J/s)	m _s (kg/s)	q (m ³ /s)	p (barg)	C _{S,u}		C _{S,u} Total US\$/año
Sin RIC	Calentador (MET-CAT)	4741,4	1,134		0,013	0,02	US\$/kg	1.876.745
	Calentador (AVUs)	13627,8	3,260			0,01	US\$/kg	
	Condensador T-1	50037,8	1,197	0,001	0,013	1,88	US\$/m ³	
Con RIC	Intercambiador H2-C1	-	-	-	-			44.263
	Intercambiador H2-C2	-	-	-	-			
	Condensador T-1	31668,6	0,758	0,001	0,013	1,88	US\$/m ³	

Tabla 7: Costos de servicios externos – Proceso de Transesterificación – Alternativa 1

	Equipo	Q (J/s)	m _s (kg/s)	q (m ³ /s)	p (barg)	Costo de Servicio		Total US\$/año
Sin RIC	Calentador (Avus-4)	11584,1	2,771		0,013	0,01	US\$/kg	2.353.661
	Calentador (M-CAT)	11479,8	2,746			0,01	US\$/kg	
	Condensador T-2	231798,3	5,545	0,006	0,013	1,88	US\$/m ³	
Con RIC	Intercambiador H10-C4	-	-	-	-			291.751
	Intercambiador H10-C5	-	-	-	-			
	Condensador T-2	208734,4	4,994	0,005	0,013	1,88	US\$/m ³	

Tabla 8: Costos de servicios externos diferenciales – Proceso de Esterificación/Transesterificación – Alternativa 2

	Equipo	Q (J/s)	m _s (kg/s)	q (m ³ /s)	p (barg)	Costo Servicio		Total US\$/año
Sin RIC	Calentador (MET-CAT)	4741,4	1,1		0,013	0,02	US\$/kg	4.173.397
	Calentador (AVUs)	13627,8	3,3		0,013	0,01	US\$/kg	
	Condensador T-1	50037,8	12	0,012		1,57	US\$/m ³	
	Rehervidor T-1	55451,7	13,3		0,013	0,0015	US\$/kg	
	Calentador (Avus-4)	11584,1	2,8		0,013	0,0065	US\$/kg	
	Calentador (M-CAT)	11479,8	2,7		0,013	0,0065	US\$/kg	
Con RIC	Intercambiador H2-C1	-	-	-	-	-	-	765.066
	Intercambiador H2-C2	-	-	-	-	-	-	
	Intercambiador H2-C4	-	-	-	-	-	-	
	Intercambiador H2-C5	-	-	-	-	-	-	
	Intercambiador H6-C3	-	-	-	-	-	-	
	Condensador T-1	8604,7	2,1	0,002		1,87302	US\$/m ³	
	Rehervidor T-1	46139,7	11,038		0,0013	0,00188	US\$/kg	

Y en la Tabla 9 se presenta la diferencia de costos entre los procesos con y sin RIC para las Alternativas 1 y 2, a partir de los cuales se generó un flujo de fondos diferencial para 10 años con el que se determinó el VAN <http://www.executivebs.org/publishing.cl/>

diferencial que se muestra en dicha tabla. Para calcular el VAN se utilizó una tasa en dólares de 0,05% (de acuerdo con el Banco Nación Argentina, <https://www.bna.com.ar/>).

Tabla 9: Comparación de Alternativas 1 y 2

	C _{GR} diferencial (US\$\$) 2019	C _{S,U} diferencial (US\$/año) 2019	VAN diferencial (US\$)
Alternativa 1	-249.564	-3.894.392	29.821.901
Alternativa 2	314.218	-3.408.330	26.004.006

Se puede ver (en Tabla 9) que en la Alternativa 1 la inversión en capital (C_{GR}) sin RIC resultó superior al proceso con RIC. Por el contrario, en la Alternativa 2 el proceso con red de intercambio de calor resultó de mayor costo. Para el caso de los costos de servicios externos, los costos fueron superiores cuando no se aplicó red de intercambio de calor.

Al analizar los valores de VAN diferenciales correspondientes a ambas alternativas con red de intercambio de calor resultaron ser convenientes de implementar, pero la mejor alternativa económicamente fue la Alternativa 1 ya que obtuvo el mayor valor de VAN. Por lo que con esto se determina que el uso de las redes de intercambio de calor aportan un beneficio tanto al medioambiente como económico para el proceso de producción.

CONCLUSIONES

En el presente trabajo se compararon económicamente dos alternativas con red de intercambio de calor del proceso de esterificación y transesterificación con metanol para la obtención de biodiesel a partir de aceites vegetales usados. Alternativa 1: Proceso de obtención de biodiesel considerando la optimización energética de los procesos de esterificación y transesterificación por separado. Alternativa 2: Proceso de obtención de biodiesel considerando la optimización energética del proceso completo. Ambas opciones con integración de calor presentaron mayor VAN que las sin integración, debido fundamentalmente a la disminución en los costos operativos. El valor de VAN para las Alternativas 1 y 2 fue US\$ 29.821.901 y US\$ 26.004.006, respectivamente, con lo cual se concluyó que la Alternativa 1 es la alternativa tecnológica más conveniente económicamente.

AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen a la Universidad Nacional del Centro de la Provincia de Buenos Aires (UNICEN), al Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas (CONICET) y al Programa REDES Internacionales VIII de la Secretaría de Políticas Universitarias (SPU) del Ministerio de Educación de la Nación por el apoyo otorgado para la realización de la presente investigación a través del financiamiento de recursos humanos y de infraestructura.

REFERENCIAS

Aboelazayem, O., Gadalla, M. & Saha, B. (2018). Design and simulation of an integrated process for biodiesel production from waste cooking oil using supercritical methanolysis. *Energy*, 161, 299-307. doi: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.07.139>

AbuKhadra, M.R., Basyouny, M.G., El-Sherbeeney, A.M., El-Meligy, M.A. & Elgawad, A.E. (2020) *Transesterification of commercial waste cooking oil into biodiesel over innovative alkali trapped zeolite nanocomposite as green and environmental catalysts. Sustainable Chemistry and Pharmacy*, 17 (100289). 1-10. ISSN 2352-5541. <https://doi.org/10.1016/j.scp.2020.100289>.

- Al-Widyan, M.I. & Al-Shyoukh, A.O. (2002). Experimental evaluation of the transesterification of waste palm oil into biodiesel. *Bioresource Technology*, 85(3), 253-256. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0960-8524\(02\)00135-9](http://dx.doi.org/10.1016/S0960-8524(02)00135-9)
- Al-Widyan, M.I., Tashtoush, G. & Abu-Qudais, M.D. (2002). Utilization of ethyl ester of waste vegetable oils as fuel in diesel engines. *Fuel Processing Technology*, 76 (2), 91-103. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0378-3820\(02\)00009-7](http://dx.doi.org/10.1016/S0378-3820(02)00009-7)
- AOCS Ca 5a-40, AOCS (1989). Official Methods and Recommended Practices of the American Oil Chemists' Society, 4th edn., D. Firestone (Eds.), American Oil Chemists' Society, Champaign.
- Babazadeh, R., Razmi, J., Pishvae, M.S. & Rabbani, M. (2017). A sustainable second-generation biodiesel supply chain network design problem under risk. *Omega*, 66, Part B, 258-277. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.omega.2015.12.010>
- Bashir, M.A., Thiri, M., Yang, X., Yang, Y. & Safdar, A.M. (2018). Purification of biodiesel via pre-washing of transesterified waste oil to produce less contaminated wastewater. *Journal of Cleaner Production*, 180, 466-471. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.01.126>
- Bhuiya, M.M.K., Rasul, M.G., Khan, M.M.K., Ashwath, N. & Azad, A.K. (2016). Prospects of 2nd generation biodiesel as a sustainable fuel—Part: 1 selection of feedstocks, oil extraction techniques and conversion technologies. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 55 (Supplement C), 1109-1128. doi: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.04.163>
- Cai, Z.-Z., Wang, Y., Teng, Y.-L., Chong, K.-M., Wang, J.-W., Zhang, J.-W. *et al.* (2015). A two-step biodiesel production process from waste cooking oil via recycling crude glycerol esterification catalyzed by alkali catalyst. *Fuel Processing Technology*, 137(0), 186-193. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.04.017>
- 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.
- Carlson, E.C. (1996). Don't Gamble with Physical Properties for Simulations. *Chemical Engineering Progress*, 92, 35-46.
- Çaylı, G. & Küsefoğlu, S. (2008). Increased yields in biodiesel production from used cooking oils by a two step process: Comparison with one step process by using TGA. *Fuel Processing Technology*, 89 (2), 118-122. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2007.06.020>
- Chai, M., Tu, Q., Lu, M. & Yang, Y. J. (2014). Esterification pretreatment of free fatty acid in biodiesel production, from laboratory to industry. *Fuel Processing Technology*, 125 (0), 106-113. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2014.03.025>
- DeGarmo, P.E., Sullivan, W.G. Bontadelli, J.A. & Wicks, E.M. (1998). *Ingeniería económica* (Decima ed.). Ed. Prentice Hall.
- Demirbas, A. (2009). Progress and recent trends in biodiesel fuels. *Energy Conversion and Management*, 50 (1), 14-34. doi: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2008.09.001>
- Demirbas, A. (2011). Competitive liquid biofuels from biomass. *Applied Energy*, 88 (1), 17-28. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2010.07.016>

Dorado, M.P., Ballesteros, E., Arnal, J.M. Gómez, J. & López, F.J. (2003). Exhaust emissions from a Diesel engine fueled with transesterified waste olive oil. *Fuel*, 82 (11), 1311-1315. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0016-2361\(03\)00034-6](http://dx.doi.org/10.1016/S0016-2361(03)00034-6)

Fernandez Muerza, A. (2010). *Reciclar aceite usado: para qué y cómo. Evita el alto poder contaminante de este residuo y sirve para elaborar productos ecológicos como biodiésel o jabones*. EROSKI Consumer. Fundación EROSKI. <https://www.consumer.es/medio-ambiente/reciclar-aceite-usado-para-que-y-como.html>.

Gasca-González, R., Gómez-Castro, F.I., Romero-Izquierdo, A.G., Zenón-Olvera, E. & Gutiérrez-Antonio, C. (2018). Design of a low-cost process for the production of biodiesel using waste oil as raw material. In A. Friedl, J.J. Klemeš, S. Radl, P.S. Varbanov & T. Wallek (Eds.), *Computer Aided Chemical Engineering* (Vol. 43, pp. 1529-1534): Elsevier.

Granjo, J.F.O., Duarte, B.P.M. & Oliveira, N.M.C. (2017). Integrated production of biodiesel in a soybean biorefinery: Modeling, simulation and economical assessment. *Energy*, 129, 273-291. doi: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.03.167>

Haas, M.J., McAloon, A.J., Yee, W.C. & Foglia, T.A. (2006). A process model to estimate biodiesel production costs. *Bioresource Technology*, 97, Issue 4, 671-678, ISSN 0960-8524. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2005.03.039>.

Hwang, J., Bae, C. & Gupta, T. (2016). Application of waste cooking oil (WCO) biodiesel in a compression ignition engine. *Fuel*, 176, 20-31. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2016.02.058>

Ishak, S. & Kamari, A. (2019). A review of optimum conditions of transesterification process for biodiesel production from various feedstocks. *International Journal of Environmental Science and Technology*, 16, 2481-2502. doi: <https://doi.org/10.1007/s13762-019-02279-6>

Laborde, M.F., Serna-González, M., Ponce-Ortega, J.M., Gely, M.C. & Pagano, A.M. (2020). *Herramientas de simulación aplicadas a la optimización energética de procesos en ingeniería química. Caso de estudio: Etapa de esterificación en la obtención de biodiesel 2G*. *Revista Argentina de Ingeniería (RADI)*, 8 (15), 44-50.

Laborde, M.F. (2020). *Optimización energética de redes de intercambio de calor: aplicación a la síntesis del proceso de producción de biodiesel a partir de aceites vegetales usados*. Tesis presentada para obtener el título de Doctor en Ingeniería. Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional del Centro de la Provincia de Buenos Aires. Argentina. https://drive.google.com/file/d/1mF_p9QrSNT9QZkI84ZPw1dZq2HnavYB/view?usp=sharing

Laborde, M.F., Serna-González, M., Ponce-Ortega, J.M., Pagano, A.M. & Gely, M.C. (2018). *Optimización Energética aplicada al Proceso de Producción de Biodiesel a partir de Aceites Vegetales Usados F. d. C. A. a. I. I. d. I. U. N. d. Cuyo* (Ed.) CLICAP 2018: Congreso Latinoamericano de Ingeniería y Ciencias Aplicadas

Laborde, M.F., Serna-González, M., Ponce-Ortega, J.M., Pagano, A.M. & Gely, M.C. (2017). Optimización del proceso de esterificación de aceites vegetales usados para la producción de biodiesel. *Avances en Ciencias e Ingeniería* 8, 17-30. doi: http://www.exeeedu.com/publishing.cl/av_cienc_ing/

Laborde, M.F., Orifici, L.I., Manzur, A.M., Pagano, A.M. & Gely, M.C. (2014). Redes de Intercambio de Calor Aplicadas a la Esterificación de Aceites Vegetales Usados. *Avances en Ciencias e Ingeniería*, 5(4), 31-44.

Medina-Ramírez, I. E., Chávez-Vela, N. A., & Jáuregui-Rincón, J. (2012). *Biodiesel, un combustible renovable*. *Investigación y Ciencia*, 55, 62-70.

Mohammadshirazi, A., Akram, A., Rafiee, S. & Kalhor, E.B. (2014). Energy and cost analyses of biodiesel production from waste cooking oil. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 33, 44-49, ISSN 1364-0321, <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.01.067>.

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>

Sahar, S.S., Iqbal, J., Ullah, I., Bhatti, H.N., Nouren, S., Rehman, H-u *et al.* (2018). Biodiesel production from waste cooking oil: An efficient technique to convert waste into biodiesel. *Sustainable Cities and Society*, 41, 220-226. doi: <https://doi.org/10.1016/j.scs.2018.05.037>

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. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.cherd.2009.09.015>

Turton, R., Bailie, R.C. Whiting, W.B. & Shaeiwitz, J.A. (2008). *Analysis, synthesis, and design of chemical processes* (Tercera Edición ed.): Prentice Hall.

Ulrich, G.D. & Vasudevan, P.T. (2006). How to estimate utility costs. *Chem. Eng.*, 113(4), 66-69.

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)

