

DISEÑO DE UN PROCESO CONTINUO DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL DESIGN OF A CONTINUOUS PROCESS OF BIODIESEL PRODUCTION

A. Evangelista-Flores¹, F. S. Alcántar-González¹, N. Ramírez de Arellano Aburto²,
A. Cohen Barki², J. M. Robledo-Pérez², M. J. Cruz-Gómez^{1*}

¹Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Conjunto E, L-212, Ciudad Universitaria, México D.F., 04360.

²Resinas y Materiales S.A. DE C.V. Blvd. M. Avila Camacho 1994, 54055. Col. San Lucas Tepetlaco, Tlanepantla, Estado de México.

Recibido 26 de Junio, 2013; Aceptado 13 de Marzo, 2014

Resumen

La mayoría de los procesos industriales de producción de biodiesel utilizados en el mundo se realizan empleando reactores por lotes o semi-continuos acoplados a equipos de separación de los productos, sin embargo; estos procesos tienen como desventaja el tiempo muerto así como el costo de operación de carga y descarga. El objetivo de este trabajo es proponer un proceso continuo de producción de biodiesel utilizando un reactor tubular de flujo continuo (RTFC) usando aceite vegetal, metanol y un catalizador homogéneo básico, cuya aplicación permita reducir costos de operación, mantenimiento y tiempo de producción. Se realizaron pruebas en el serpentín de un reactor industrial para obtener una cinética general de reacción y se estudió la transferencia de energía en el equipo con diferentes fluidos de calentamiento. Se consideró una producción de 500 toneladas mensuales de biodiesel en un reactor tubular de flujo continuo con geometría no lineal; una conversión mayor al 99% en un paso, temperaturas entre 60 y 75 °C, con recuperación del exceso de metanol y obtención de glicerina como subproducto de valor comercial.

Palabras clave: biodiesel, reactor continuo, catálisis básica, proceso industrial y aceite vegetal.

Abstract

Most of the industrial processes used for biodiesel production in the world are performed in batch or semicontinuous reactors coupled to separation equipment to obtain by-products, however, a disadvantage of these processes is the downtime as well as the cost of loading and unloading. The aim of this paper is to propose a continuous process for biodiesel production using a continuous flow tubular reactor (CFTR) using vegetable oil, methanol and a alkaline catalyst, whose application will reduce operating costs, maintenance and production time. Tests were conducted inside an industrial reactor's heating coil to obtain the reaction kinetics and to evaluate the equipment's energy transfer with different heating fluids. The design parameters were considered to obtain a biodiesel production of 500 tons per month in a continuous flow tubular reactor with nonlinear geometry, a conversion in one step greater than 99%, temperatures between 60 and 75 °C, with recovery of methanol and obtaining glycerin as a commercial by-product.

Keywords: biodiesel, continuous reactor, alkaline catalysis, industrial process, vegetable oil.

1 Introducción

La reacción de formación de ésteres de alquilo se lleva a cabo a partir de un aceite vegetal y un alcohol, a través de una transesterificación, reacción típica de los triglicéridos donde además se obtiene glicerina, Wright H.J. y col. (1944). Para que se lleve a cabo esta reacción es necesaria la presencia de un catalizador o

trabajar con el alcohol en estado supercrítico, Madras G. y col. (2004).

Los catalizadores utilizados son variados, desde homogéneos ácidos y básicos, hasta heterogéneos, como zeolitas y enzimas. Siendo los catalizadores homogéneos básicos (KOH, NaOH, CH₃OK), los más

*Autor para la correspondencia. E-mail: mjcg@servidor.unam.mx
Tel. (55) 56225359

utilizados en la producción de biodiesel a gran escala, debido a su bajo costo, condiciones de operación y actividad catalítica, esto de acuerdo a Leung Dennis Y.C. y col. (2009); Lugo M.L. y col. (2009).

El biodiesel es un biocombustible cuyo uso se está ampliando como aditivo en diesel de petróleo para vehículos y lámparas de diesel, sin embargo, también se utiliza en algunos casos, como producto intermedio en la elaboración de plastificantes como en la patente de Daute y col. (2005).

Los procesos industriales existentes, pueden ser de dos tipos; 1- proceso continuo que incluye equipo de mezclado y dos reactores tubulares acoplados a equipo de separación del producto; 2- proceso por lotes acoplado al sistema de refinación de los productos. Todos estos procesos se operan en condiciones moderadas, entre 0.5 y 4 atm de presión y entre 30 y 90 °C de temperatura de reacción, siendo en todos los casos utilizado un catalizador homogéneo alcalino.

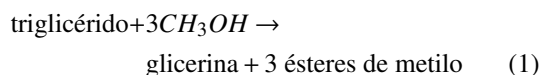
Un proceso continuo que simplifica algunos de los pasos de mezclado de reactivos o separación de productos, resultaría idóneo, pues disminuiría el costo de la planta, el costo de operación y mantenimiento. Además que se podría acoplar a otros procesos en los cuales el biodiesel es un intermediario, para la producción de otros compuestos. Por ejemplo, Magne F.C. y col. (1953) han reportado su uso como plastificante en resinas de poli(cloruro de vinilo), PVC, ya sea como éster o como un compuesto originado a partir del éster, epoxidados o acetoglicéridos.

Se requiere conocer el comportamiento cinético de la reacción a escala de laboratorio y también a nivel piloto, para poder escalar el proceso a un nivel industrial. Afortunadamente, la reacción de transesterificación de triglicéridos con alcohol, está ampliamente estudiada y descrita en publicaciones científicas, donde se recomiendan condiciones de temperatura y tiempo de reacción, para diferentes proporciones de reactivos y catalizador.

2 Antecedentes

Fangrui M. y col. (1999) mencionan que la reacción de transesterificación de biodiesel se compone de tres reacciones consecutivas, donde el triglicérido pasa a diglicérido, luego a monoglicérido y finalmente a glicerina generando en cada reacción una molécula del éster de metilo correspondiente, la reacción global se

presenta a continuación en la Ec.(1).



Cada reacción individual tiene una constante de reacción, sin embargo, se puede establecer un tratamiento cinético a la reacción global, de acuerdo a autores como Pinnarat y col. (2008); Zhu y col. (1997), donde se simplifican los tres pasos de la reacción y se ignoran los intermediarios para sólo tener los parámetros de la reacción en función de la formación de biodiesel, Ec. 1, de acuerdo al desarrollo cinético para reacciones de primer orden en Smith (1991). Dado este tratamiento, se puede establecer una ecuación de rapidez de reacción de primer orden (sólo aplicable a la reacción que presenta un exceso de alcohol).

El balance energético de la reacción global de transesterificación de un triglicérido con alcohol, se puede establecer desde el desarrollo que hace Poling y col. (2001), en donde se calcula el calor generado y absorbido en una reacción donde se forman ciertos enlaces. En la reacción de transesterificación se forman 3 enlaces alcohol y 3 enlaces éster, los mismos enlaces que se rompen. Por lo que establecer un balance igual a cero es teóricamente correcto.

De acuerdo a lo mencionado anteriormente, el proceso de transesterificación convencional se lleva a cabo utilizando catalizadores alcalinos homogéneos tales como hidróxido de potasio, metóxido de potasio, hidróxido de sodio, metóxido de sodio, propóxido de sodio, butóxido de sodio y carbonatos. Helwani y col. (2009) consideran la preferencia hacia estos catalizadores debido principalmente a que tienen velocidades cinéticas de reacción más altas. Sin embargo, Hideki y col. (2001) reportan que los procesos de producción de biodiesel a nivel industrial emplean en su mayoría hidróxido de sodio o potasio debido a su bajo precio. Por otra parte, el etóxido de sodio se ha visto como uno de los catalizadores más prometedores para producir biodiesel debido a la simplicidad para llevar a cabo la separación de las fases de los productos.

Respecto a los catalizadores homogéneos ácidos como el ácido sulfúrico, ácido sulfónico, ácido clorhídrico, ácido sulfónico orgánico, sulfato férrico, etc. (Hideki y col., 2001; Sharma y col., 2008 y Demirbas, 2009) reportaron que entre estos ácidos, el ácido clorhídrico, ácido sulfónico y el ácido sulfúrico son generalmente favorecidos como catalizadores para la producción de biodiesel. Además, Palligarnai y

Briggs (2008) reportaron que el uso de ácido sulfúrico durante la transesterificación proporciona algunas ventajas sobre la técnica catalizada por una base tal como es llevar a cabo la transesterificación en un solo paso en lugar de dos pasos.

Recientemente, Zabeti y col. (2009) reportaron que los catalizadores heterogéneos tales como catalizadores sólidos y enzimáticos se emplean para catalizar la reacción de transesterificación para la producción de biodiesel debido a que ofrecen muchas ventajas sobre los catalizadores homogéneos, tales como sencilla recuperación de catalizador, reutilización del catalizador, purificación simple del producto, menor consumo de energía y agua, menor costo añadido por la purificación, y recuperación de glicerina.

Por otra parte, Watanabe y col. (2000); Shah y col. (2004) y Tan y col. (2010) reportan que en el caso del uso de catalizadores de enzimas se ha demostrado que éstas mejoran el desarrollo de las reacciones de transesterificación y esterificación durante la producción de biodiesel además de proporcionar un alto rendimiento de biodiesel (95% en peso). Sin embargo, el problema mayormente asociado con estos catalizadores es el costo de las enzimas aunque la inmovilización del catalizador podría mitigar el costo. Asimismo Senwal y col. (2011) reportaron que al ocupar los catalizadores sólidos heterogéneos ácidos para la producción del biodiesel, la reacción se lleva a cabo pero a una velocidad de reacción menor y con una serie de reacciones secundarias, lo cual limita su uso. Una desventaja encontrada en los catalizadores sólidos básicos es que su actividad se degrada en agua. Sin embargo, entre las ventajas que ofrecen estos catalizadores es que pueden llevar a cabo simultáneamente la esterificación y transesterificación.

De acuerdo a Evangelista (2012), las condiciones de operación en reacciones de laboratorio son muy variadas, aunque se coincide en la mayoría que debe existir un exceso estequiométrico de metanol con respecto a los triglicéridos presentes en el reactor y menos de 2% w/w de catalizador respecto a metanol. La presencia de agua en la reacción, cuando es catalizada por una base, provoca la saponificación de los triglicéridos con la posibilidad de formar una emulsión.

En literatura de Ruiz (2009), los procesos industriales de biodiesel tienen su origen en Austria, donde, hacia 1985 se instaló la primera planta RME (Rapeseed Methyl Esters - ésteres de metilo a partir de aceite de colza), su uso se difundió a Alemania, Canadá, Estados Unidos, Francia, Italia, Malasia y Suecia, países pioneros en su uso para vehículos, especialmente en Austria y Alemania donde se usa el biodiesel puro en automóviles diseñados para este combustible.

De acuerdo a Herreras (2007), en Latinoamérica existe un interés creciente por el desarrollo de procesos industriales para producirlo, países como Argentina, Brasil, Chile, Costa Rica, Cuba, Colombia y Ecuador, han implementado medidas gubernamentales y programas sociales para mejorar la producción de biodiesel especialmente con semillas de colza, soya, palma y cártamo. Otro uso menos conocido para las mezclas de ésteres de metilo, son como intermediario en procesos de producción de plastificantes, para determinados polímeros.

Los procesos existentes y aplicados a escala industrial son de dos tipos, continuos o por lotes, algunos de estos se desglosan a continuación en la Tabla 1:

Tabla 1. Procesos industriales de Biodiesel existentes, tomado de Cruz (2012).

Proceso	Temperatura	Presión	Reactores	Operación	Catalizador
Henkel	70 - 80	4 - 5	2 reactores	Continuo	NaOH
Deglicerolización Continua	64 - 70	1	2 reactores	Continuo	KOH
Éstereco	-	1	1 reactor	Continuo	KOH
Ballestra	<50	<0.5	1 reactor	Continuo	Alcalino
Pacific Biodiesel	30 - 50	1	1 reactor	Lotes	KOH
LURGI	60	1	1 reactor	Lotes	CH ₃ ONa
Central Biodiesel	90	1	1 reactor	Lotes	NaOH

Temperatura (°C), presión (atm).

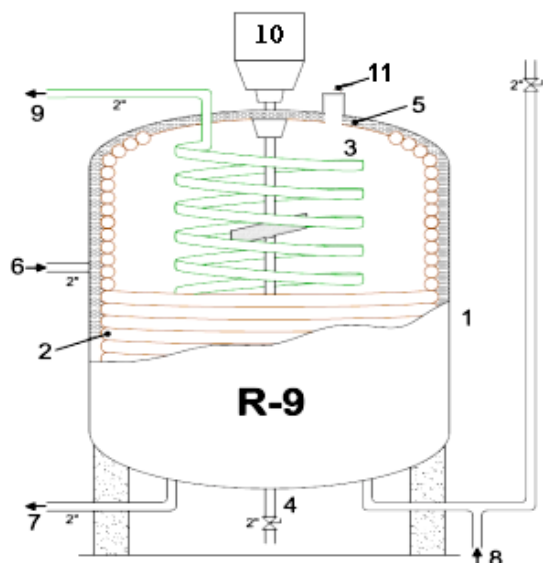


Fig. 1. Esquema del sistema de reacción para la producción de biodiesel.

Además del uso como combustible, Magne y col. (1953) han reportado su uso como plastificante en resinas de poli(cloruro de vinilo), PVC, ya sea como éster o como un compuesto originado a partir del éster, epoxidados o acetoglicéridos. Los usos se dan utilizando sólo al producto o mezclas del mismo con plastificantes convencionales, como ftalato de dioctilo, DOP.

3 Metodología

Se realizaron los experimentos en un reactor industrial de 12 toneladas, mismo que se esquematiza en la Fig. 1, donde se observa un tanque (1), con dos serpentines para control de temperatura, uno en el enchaquetado (2) y otro al interior del tanque (3), con un sistema de agitación (10), alimentación al tanque (11) y válvula de desagüe para el reactor (4). Todo el sistema está protegido con una capa aislante (5) y ambos serpentines tienen entrada y salida (6-9).

Sin embargo, para hacer las pruebas se hicieron modificaciones al sistema, con el fin de utilizar el serpentín interno (3) como un reactor tubular de flujo continuo (RTFC). Estas modificaciones constaron básicamente de la adecuación de un sistema de alimentación de reactivos en (8) y para recibir los productos en (9) se conectó a un tanque.

Se conectó el serpentín del enchaquetado (2) a una línea de calentamiento con aceite mineral y el tanque (1) se llenó de un fluido como medio de transferencia

de energía.

A partir de este punto, cada vez que en el manuscrito se refiera al reactor, se estará hablando del serpentín interno que está en el sistema.

El reactor es un tubo en forma de serpentín de 107.6 metros de longitud, con un diámetro nominal de 2 pulgadas. Está fabricado de acero al carbón, la tubería de alimentación y descarga del reactor están hechas del mismo material. Los flujos de alimentación fueron medidos con rotámetros GPI y alimentados con bombas de 746 W.

Las pruebas constaron de metanol y aceite de soya en una proporción molar 6:1, con un catalizador homogéneo básico, se utilizó agua tratada en el tanque como medio de calentamiento, los flujos a través del reactor se mantuvieron a presión atmosférica. En el caso donde se tenía una temperatura mayor a 65 °C parte del metanol pasaba a fase vapor, por lo que la presión en el reactor aumentaba entre 1.1 y 1.4 atmósferas.

Experimento a) Se realizaron dos pruebas para determinar la capacidad de transferencia de calor de dos distintos fluidos en el sistema, (agua y aceite epoxidado) haciendo pasar, 1000 kg de aceite de soya a través del reactor, a un flujo de 34.5 L/min, teniendo el fluido de calentamiento a 70°C.

Experimento b) Se realizó una prueba de verificación de la reacción, con 480 Kg de aceite de soya, 79 kg de metanol catalizado y 4 Kg de catalizador, el sistema de calentamiento del reactor se mantuvo a 72 °C, los flujos de alimentación fueron 19.4 y 3.7 L/min para aceite y metanol respectivamente.

Experimento c) Se realizaron tres pruebas de producción de biodiesel a tres temperaturas diferentes, para determinar el comportamiento cinético de la reacción, utilizando una carga de 720 Kg de aceite de soya y 120 Kg de metanol con 5 Kg de catalizador, previamente mezclados. Se alimentó la mezcla reaccionante a un flujo de 9.86 L/min, las temperaturas de operación del sistema de calentamiento del reactor fueron 58.6, 60.9 y 76.7 °C.

Se muestreó en intervalos de 5 minutos a partir de la obtención de productos, tomando 1 litro de muestra, se neutralizó la muestra con 50 mL de ácido sulfúrico en metanol al 5% para detener la reacción.

Las muestras obtenidas fueron tratadas de la siguiente forma: 1-Separación de las fases en un embudo de separación, 2- Lavado del biodiesel con agua a 80 °C, 3- Purificación de la glicerina, por destilación a vacío.

Tabla 2. Propiedades del biodiesel y la glicerina obtenidos

Prueba	Biodiesel	Glicerina	Método
Humedad	0.048	0.11	ASTM D1533-00
Viscosidad	35	1.49	ASTM D2196-10
Color	50	23	ASTM D1045-95
Densidad	1.026	1.18	ASTM D1045-95
Acidez	0.043	0.017	ASTM D1045-95

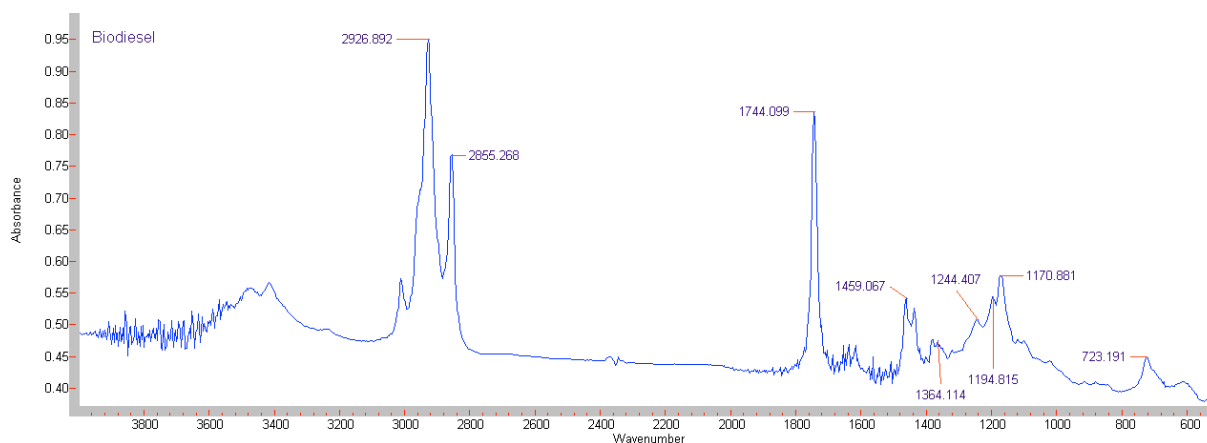


Fig. 2. Espectro de IR de biodiesel obtenido experimentalmente.

Al biodiesel y glicerina obtenidos, se les determinó humedad, viscosidad, color, densidad, acidez (Tabla 2) y el biodiesel obtenido se analizó mediante un espectroscopio de infrarrojo Varian800 FT-IR (Fig. 2).

En el espectro de infrarrojo del biodiesel se observa un pico marcado en el intervalo de 3500 y 3400 cm^{-1} , este corresponde a la señal del metanol presente, el pico a 1364 cm^{-1} confirma la existencia de grupos $-\text{CH}_3$ y CH_2 y su interacción simétrica más notoria, resultado de la formación de cadenas de ésteres separadas en vez de una estructura de triglicérido, las bandas a 1194 y 1244 cm^{-1} se hacen más notorias en el biodiesel, debido a que la tensión del enlace C-O del grupo $-\text{OCH}_3$ en los ácidos grasos se vuelve más intensa.

4 Resultados

Determinación de la transferencia de energía en el sistema (experimento a) los resultados se muestran en la Tabla 3.

En el experimento b, se determinó la conversión con el volumen de glicerina obtenido, se obtuvo una conversión de 70.2% y a una temperatura logarítmica

media de la mezcla de 46 $^{\circ}\text{C}$, se obtuvo una constante de reacción $k=0.0264 \text{ min}^{-1}$ para esta prueba considerando una reacción de primer orden de acuerdo al comportamiento de la misma.

Las pruebas del experimento c, dieron los resultados mostrados en la Tabla 4.

Tomando a la reacción de biodiesel, como una reacción de primer orden, se obtuvieron los valores de la constante de reacción k para cada experimento, usando la temperatura logarítmica media (TLM) de la mezcla reaccionante. La obtención de los parámetros de la ecuación de Arrhenius, se presentan en la Fig. 3.

Tabla 3. Coeficiente global de transferencia de energía para el sistema de reacción.

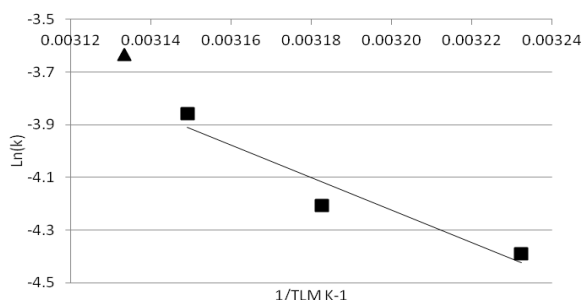
Fluido	Aceite		h_{global}
	T_{in}	T_{out}	
Pantopox	27.0	45.4	28.3
Agua	25.2	55.8	58.1

La temperatura T está reportada en $^{\circ}\text{C}$ y h en $\text{kcal/m}^2\text{h}^{\circ}\text{C}$.

Tabla 4. Resultados de conversión para tres pruebas a diferentes temperaturas.

Experimento	T_{tanque}	Conversión	k (min^{-1})
1	331.8	0.24	0.0124
2	344.1	0.28	0.0149
3	349.9	0.37	0.0211

Temperatura (K) y conversión (%) respecto a triglicéridos iniciales).



Del experimento c, se obtienen los parámetros cinéticos de la ecuación de Arrhenius, $E_a=12.34$ Kcal/mol; $A=7.28 \times 10^6 \text{ min}^{-1}$.

5 Propuesta de proceso industrial de producción de biodiesel

Se plantea el diseño de un reactor tubular continuo de producción de biodiesel, que cumpla con los siguientes requerimientos:

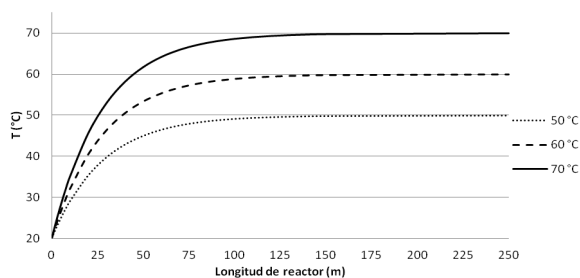
- TLM de la mezcla reaccionante entre 50 - 60 °C
- Producción mensual de biodiesel 500 toneladas
- Reactor de acero cédula 40.
- Proporción volumétrica aceite de soya respecto a metanol, 6:1.
- Proporción másica de catalizador respecto a metanol, 0.33%.
- Conversión de la reacción respecto al aceite de soya, 99%.

Dados los requerimientos anteriores, se diseña un reactor de tipo serpentin, considerando un flujo de alimentación de 15.1 L/min, para satisfacer la demanda requerida.

Tabla 5. Diseño preliminar de un reactor de biodiesel.

Diámetro	TLM	θ	k	$L_{reactor}$
5.08	50	140.2	0.0329	978
5.08	60	78.7	0.0585	549
7.62	50	140.2	0.0329	444
7.62	60	78.7	0.0585	249

Diámetro (cm); TLM (°C); θ (min); k (min^{-1}); L: longitud (m)



Se analizaron los resultados para 2 diámetros diferentes del reactor. En la Tabla 5 se muestran los diámetros propuestos, dado el flujo volumétrico que se utilizará para cumplir la producción mensual, también se estudian dos temperaturas de calentamiento diferentes.

Con los resultados de la tabla 5 se determina utilizar un diámetro nominal para el serpentin de 7.62 cm a 60°C de temperatura en el sistema de calentamiento, obteniendo una longitud del reactor de 249 metros.

Se sugiere la construcción de un reactor tubular en forma de serpentin con una longitud de 249 metros y con la posibilidad de adicionar agitadores estáticos a lo largo del mismo con la finalidad de mejorar la agitación de la mezcla.

Este reactor estará contenido dentro de un tanque que servirá como medio de transferencia de calor. Se sugiere usar agua como medio de calentamiento a una temperatura entre 50 y 80 °C, para que se lleve a cabo la transesterificación en la mayor parte de la longitud del reactor. En la figura 4 se puede observar el comportamiento teórico de esta temperatura, utilizando como medio de calentamiento agua a 50, 60 y 70 °C, y alimentando la mezcla a 20 °C.

El proceso propuesto se conformará de la siguiente manera:

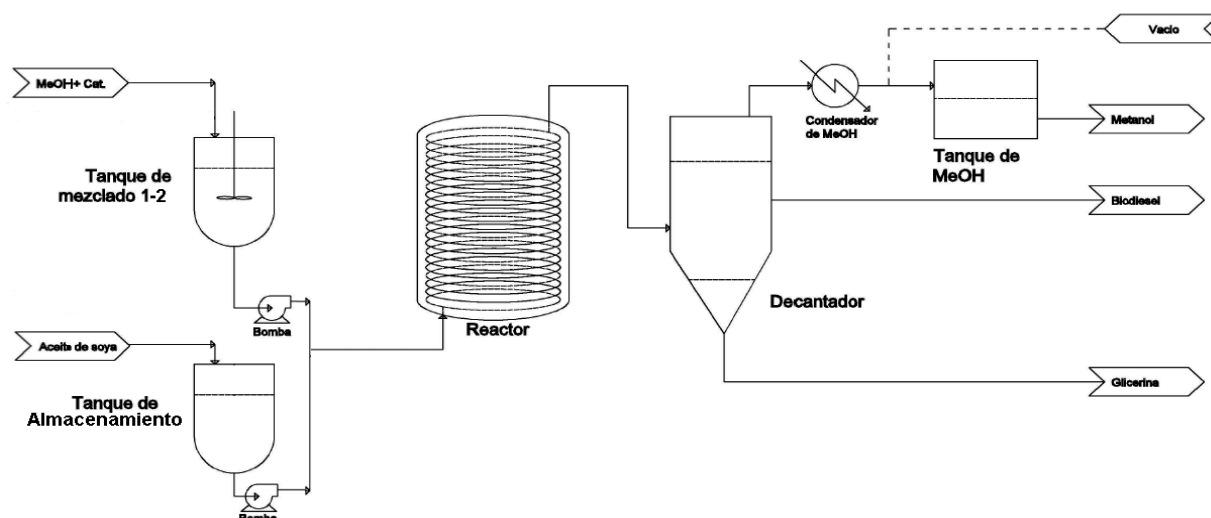


Fig. 5. Diagrama del proceso para la producción en continuo de biodiesel.

Tabla 6. Condiciones de reacción para la producción de biodiesel vía catálisis homogénea

Aceite	Catalizador	Tiempo	Temperatura	Relación molar	Conversión
Canola	KOH	0.33	25	6:1	86.1
Jojoba	CH ₃ ONa	4	60	7.5:1	55
Karanja	KOH	3	65	6:1	97-98
Mahua	NaOH	2	60	6:1	92

Tiempo (h), temperatura (°C), relación molar (metanol: aceite) y conversión (%).

Dos alimentaciones de reactivos, el aceite de soya alimentado de un tanque mediante una bomba centrífuga y la alimentación de la mezcla metanol con catalizador se hará de dos tanques paralelos, en donde uno tenga la mezcla a alimentar mientras en el otro se disuelve el catalizador, alimentando esta mezcla con una bomba peristáltica para que se mezclen los dos reactivos. Los que pasarán al reactor, con las características ya mencionadas, para llevar a cabo el proceso de transesterificación.

A la salida del reactor se separarán los productos en un tanque cónico, en el cuál se retirará el metanol sin reaccionar por el domo mediante destilación a vacío, en el fondo se extraerá la glicerina formada y el catalizador y a la salida del tanque se obtendrá el biodiesel como se muestra en la Fig. 5.

6 Discusión de resultados

Se establece la factibilidad del proceso de calentamiento en el sistema de reacción, (tanque y reactor), se precisa qué, de los dos fluidos probados

para el experimento, el sistema calentado con agua presenta un coeficiente global de transferencia de energía (h_{global}) de más del doble, en comparación con el sistema calentado con un aceite epoxidado. Para los cálculos del coeficiente global de transferencia de energía, se consideró que el ΔH de la reacción global del biodiesel es igual a cero.

El experimento b, demuestra la facilidad para llevar a cabo la reacción en un sistema a 72 °C; en un tiempo menor a 10 minutos, se obtiene una conversión mayor al 70%, esto es señal, de que se pueden alcanzar conversiones de 99%, variando ciertas condiciones en un rango moderado de trabajo; es decir, al aumentar el tiempo de reacción se podría obtener una mayor conversión.

La constante de rapidez de reacción obtenida en el experimento c, muestra una tendencia creciente dependiente del aumento de la temperatura, se observa el aumento de la conversión también en relación directa con el aumento en la temperatura del sistema de reacción. El análisis de Arrhenius arroja los parámetros de la ecuación de Arrhenius, útiles en el

diseño descriptivo de un proceso de producción de biodiesel.

En la tabla 6 se muestran diferentes condiciones de reacción para la producción de biodiesel vía catálisis homogénea, usando diferentes aceites y catalizadores. Al comparar estos resultados con los obtenidos se puede observar que se requieren diferentes condiciones de reacción para obtener un rendimiento arriba del 90% pero al analizar la influencia de estas variables experimentales se puede mencionar que la conversión aumenta cuando la temperatura de reacción se acerca a la temperatura de ebullición del alcohol, aunque el tipo de aceite y catalizador utilizados son un factor clave para la conversión. De acuerdo a Kim y col. (2004) la velocidad de reacción aumenta conforme se aumenta la relación molar. Siendo el incremento de conversión de biodiesel de 1% a 59% cuando la relación molar incremento de 6:1 a 18:1 considerando un tiempo de reacción de 5 minutos. Sin embargo, cuando la cantidad de metanol es mayor a 15:1, la separación de la glicerina es más difícil por lo tanto la relación molar óptima es de 12:1.

Un análisis económico de la instalación de una planta de producción continua de biodiesel tiene un costo aproximadamente de 2,350 dólares por tonelada del biocombustible producido, con un retorno de inversión a tres años, siendo este precio menor al expuesto en el reporte Biodiesel News & Market Analysis (2013), donde se da un precio promedio para el biodiesel de aceite de soya, 18 centavos mayor por cada kilogramo de producto.

El calentamiento teórico del reactor mostrado en la Fig. 4, muestra que a partir de los primeros 50 metros, se alcanza una temperatura mayor a los 45 °C, por lo que la reacción de transesterificación se favorecerá al tener una temperatura mayor.

El proceso será continuo, la glicerina obtenida, se podrá purificar, el metanol será recirculado y el biodiesel obtenido se espera que cumpla con las normas mexicanas vigentes respecto al mismo.

Conclusiones

Se establece al agua como un fluido con mejores propiedades de transferencia de calor energía, por lo que es el elegido para el proceso que se desarrolló.

Se obtiene la viabilidad del proceso dados los resultados de conversión en un reactor de planta piloto, al obtener conversiones del 70%, en menos de 10 minutos de reacción.

Se obtiene un comportamiento lógico y ubicado

entre los valores reportados en trabajos previos.

Se proyecta un proceso sencillo, que trabaje en condiciones moderadas, y eficiente para producir biodiesel, con la ventaja de que puede ser acoplado a otro proceso industrial, además se puede tener la ventaja de adaptar el proceso a reactivos diferentes, como etanol u otros aceites vegetales.

Nomenclatura

A	factor de colisión
ΔH	variación de la entalpía de un sistema
DOP	ftalato de dioctilo (Dioctyl phtalate)
E_a	energía de activación
k	constante de rapidez de reacción
PVC	poli(cloruro de vinilo)
RTFC	reactor Tubular de Flujo Continuo
TLM	temperatura logarítmica media
θ	tiempo de residencia

Referencias

- Cruz H.E. (2012). *Estudio de Factibilidad de la Implementación de una Planta Productora de Biodiesel*. Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, Universidad Nacional Autónoma de México, México.
- Daute P., Picard R., Klamann J.D., Weld P. y Peters A. (2005). *Procedimiento para la fabricación de acetatos de glicérido epoxidados*. Patente de proceso n° 2 235 023. España.
- Demirbas A. (2009). Biorefineries: Current activities and future developments. *Energy Conversion Management* 50, 2782-2801.
- Evangelista F.A. (2012). *Establecimiento de un Modelo Matemático Para un Reactor Continuo de Producción de Biodiesel*. Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, Universidad Nacional Autónoma de México, México.
- Fangrui M. y Milford A.H. (1999). Biodiesel Production: A Review. *Bioresource Technology* 70, 1-15.
- Helwani Z., Othman M.R., Aziz N., Fernando W.J.N., Kim J. (2009). Technologies for production of biodiesel focusing on Green catalytic techniques: A review. *Fuel Processing Technology* 90, 1502-1514.

- Herreras Y. (2007). *Producción de Biodiesel: Aplicaciones a Países en Desarrollo*. Editorial Ingeniería sin Fronteras, España.
- Hideki F., Akihiko K., Hideo N. (2001). Biodiesel Fuel Production by Transesterification of Oil. *Journal of Bioscience and Bioengineering* 92,405-416.
- ICIS: Chemical Industry News & Chemical Market Intelligence. Biodiesel News & Market Analysis. Disponible en: <http://www.icis.com/energy/biodiesel/?tab=tbc-tab3>. Accesado: 04 agosto 2013.
- Kim H. J., Kang B.S., Kim M.J., Park Y.M., Kim D.K., Lee J. S., Lee K.Y. (2004). Transesterification of vegetable oil to biodiesel using heterogeneous base catalyst. *Catalysis Today* 93, 315-320.
- Leung D.Y.C., Wu X. y Leung M.K.H. (2009). A review on biodiesel production using catalyzed transesterification. *Applied Energy* 87, 1083-1095.
- Lugo M.L., Llanos A., Parra Z., y Barreto L. (2009). Transesterificación de aceite vegetal para la producción de biodiesel usando la zeolita USY como catalizador. Presentación. 6. Choroní, Venezuela: XVII Encuentro Venezolano de Catálisis.
- Madras G., Kolluru C. y Kumar R. (2004). Synthesis of Biodiesel in Supercritical Fluids. *Fuel* 80, 2029-2033.
- Magne F.C. y Mod R.R. (1953). The acetoglycerides as plasticizers for vinyl resin. *The Journal of the American Oil Chemists' Society* 30, 269-271.
- Palligarnai T.V., Briggs M. (2008). Biodiesel production current state of the art and challenges. *Journal of Industrial Microbiology & Biotechnology* 35, 421-430.
- Pinnarat T. y Savage P.E. (2008). Assessment of Noncatalytic Biodiesel Synthesis Using Supercritical Reaction Conditions. *Industrial & Engineering Chemistry Research* 18, 6801-6808.
- Poling B.E., Prausnitz J.M. y O'Connell J.P. (2001). *Properties of Gases and Liquids*. Editorial McGraw-Hill, USA.
- Ruiz J.A. (2009). Cambio climático ¿Un desafío a nuestro alcance?: XIII Jornadas Ambientales. Ediciones Universidad de Salamanca, España.
- Semwal S., Arora A.K., Badoni R.P., Tuli D.K. (2011). Biodiesel production using heterogeneous catalysts. *Bioresource Technology* 102, 2151-2161.
- Shah S., Sharma S., Gupta M.N. (2004). Biodiesel Preparation by Lipase-Catalyzed Transesterification of Jatropha Oil. *Energy & Fuels* 18, 154-159.
- Sharma Y.C., Singh B., Upadhyay S.N. (2008). Advancements in development and characterization of biodiesel: A review. *Fuel* 87, 2355-2373.
- Sharma Y.C., Shingh B. (2009). Development of biodiesel: Current scenario. *Renewable & Sustainable Energy Reviews* 13, 1646-1651.
- Smith J. M. (1991). *Ingeniería de la Cinética Química*. Editorial CECSA, México.
- Tan T., Lu J., Nie K., Deng L., Wang F. (2010). Biodiesel production with immobilized lipase: A review. *Biotechnology Advances* 28, 628-634.
- Watanabe Y., Shimada Y., Sugihara A., Noda H., Hideki F., Tominaga Y. (2000). Continuous Production of Biodiesel fuel from Vegetable Oil Using Immobilized Candida antarctica Lipase. *Journal of the American Oil Chemists' Society* 77, 4.
- Wright, H.J., Segur J.B., Clark, H.V., Coburn, S.K., Langdon, E.E. y DuPuis, R.N. (1944). A Report on Ester Interchange. *Journal of the American Oil Chemists' Society* 21, 145-148.
- Zabeti M., Daud W.M.A.W., Aroua M.K. (2009). Optimization of the activity of CaO/Al₂O₃ catalyst for biodiesel production using response surface methodology. *Applied Catalyst A: General* 366, 154-159.
- Zhu D. y Nouredini H. (1997). Kinetics of transesterification of soybean oil. *Journal of the American Oil Chemists' Society* 74. 1457-1463.