

Obtención de biodiesel por reacción extractiva

María Montoya R.^a, Carlos Cardona A.^{a*}, Carlos Orrego A.^a,
Luis Gutiérrez M.^a

(a) *Universidad Nacional de Colombia, Sede Manizales*

**ccardonaal@unal.edu.co*

(Recibido: Junio 30 de 2006 - Aceptado: Octubre 6 de 2006)

RESUMEN

Con la realización de este trabajo se verificaron las ventajas operativas de la extracción reactiva sobre los procesos convencionales para el caso del biodiesel. Con estos resultados se genera la posibilidad de obtener biodiesel de forma más eficiente a nivel energético y económico.

PALABRAS CLAVE: Biodiesel, Reacción extractiva, Simulación, Transesterificación, UNIFAC.

Obtaining bio-diesel via extractive reaction

ABSTRACT

Through this work, we were able to verify the operational advantages of reactive extraction over conventional processes for the case of bio-diesel. These results generate the possibility of obtaining bio-diesel in more energetically efficient and economic manner.

KEYWORDS: Bio-diesel, Extractive reaction, Simulation, Transesterification, UNIFAC.

1. INTRODUCCIÓN

El mundo enfrenta el agotamiento progresivo de los combustibles fósiles. Esta fuente de energía mantiene el mundo en movimiento y favorece el desarrollo económico y social. El inminente agotamiento de las reservas de combustibles no renovables crea la necesidad de buscar otras alternativas energéticas como los biocombustibles.

El biodiesel es un biocombustible renovable que se obtiene de la transesterificación de aceites vegetales con alcoholes de bajo peso molecular. Es amigable con el medio ambiente, ya que contribuye a mantener el balance de CO₂ y reduce las emisiones de gases de efecto invernadero como los SO_x y el CO [1]. Las técnicas convencionales para la producción de biodiesel utilizan reactores con catalizadores ácidos o básicos y subsiguiente separación por operaciones unitarias como destilación, centrifugación, flash, filtración y decantación [2]. La purificación de este biocombustible a través de las técnicas mencionadas implica una alta inversión de capital y un alto consumo energético, lo que se traduce en un alto costo de producción.

La reacción extractiva combina la reacción química con la extracción líquido-líquido de los productos o agentes inhibidores (caso de fermentaciones) [3], la inmiscibilidad entre los componentes del sistema puede existir naturalmente o puede crearse por la adición de un solvente [4]. La obtención de biodiesel por reacción extractiva es una opción para reducir los costos de producción y minimizar las diferencias existentes en relación con el diesel de petróleo.

2. REACCIÓN EXTRACTIVA

La reacción extractiva es un proceso que involucra el fenómeno de reacción y separación de fases líquidas, y puede ser utilizada para obtener una significativa mejoría en el rendimiento y selectividades de productos deseados en un sistema multireaccionante, consiguiendo reducir los flujos de reciclo y la formación de flujos de desecho. La combinación de reacción con extracción líquido-líquido se puede usar para la purificación de productos que son difíciles de separar por técnicas convencionales.

La reacción extractiva presenta algunas desventajas como la selección y adición de un solvente que logre extraer selectivamente el

producto de interés. Esta desventaja, aunada a la ausencia de metodologías claras de diseño para este tipo de procesos, ha impedido una mayor aplicación industrial de esta tecnología [5].

En los procesos de reacción extractiva se presenta equilibrio químico y de fases simultáneo. El cálculo de las composiciones del sistema en equilibrio simultáneo puede atacarse por medio de dos enfoques denominados modelo de equilibrio [6] y modelo de no equilibrio [7]. Los dos enfoques utilizan los algoritmos para el cálculo de los equilibrios químico y de fases. La diferencia se encuentra en que el modelo de no equilibrio considera además los efectos de transferencia de masa.

La solución al modelo de equilibrio, planteada por Gutiérrez et al., (2005) [8], ha demostrado ser una metodología poderosa para determinar si un sistema reaccionante puede ser mejorado implementando un proceso de reacción extractiva. La metodología entrega los límites de la relación flujo de solvente/flujo de alimentación (R), a los cuales el proceso simultáneo puede realizarse.

2.1. Modelo de Equilibrio

El sistema reactivo tiene dos (o más) fases líquidas en equilibrio y es representado por un CSTR con las fases separadas por una interfase muy bien definida. Ambas fases, extracto y refinado están perfectamente agitadas, y las corrientes efluentes se encuentran en equilibrio simultáneo de fases y químico.

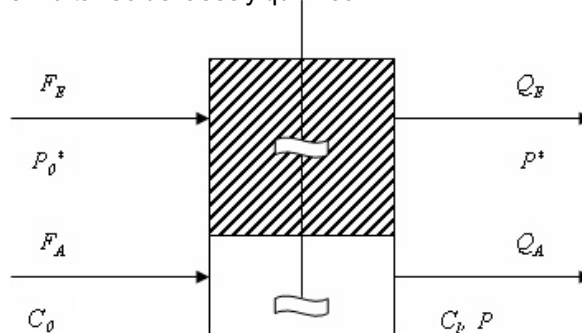


Figura 1. Reactor Extractor. F_E flujo de solvente entrada, F_A flujo alimento, Q_E flujo extracto, Q_A flujo fase refinado, C_0 concentración inicial del reactivo, C_p concentración final del reactivo, P concentración final del producto en la fase acuosa, P^+ concentración del producto en la fase solvente.

El desarrollo del modelo de equilibrio para el

sistema de reacción extractiva de la Figura 1 o para una etapa ideal (en equilibrio) de un Reactor Extractor Multietapa (REME), comprende los balances de masa, las relaciones de equilibrio fásico y químico y las sumatorias de las fracciones molares [9].

En un sistema de c componentes con r reacciones químicas independientes se satisfacen c relaciones de equilibrio de fase líquido-líquido simultáneamente con r ecuaciones de equilibrio de reacción.

$$(\gamma_i x_i)^I = (\gamma_i x_i)^{II} \quad i = 1, 2, \dots, \quad c \quad (1)$$

$$K_m = \prod_{i=1}^c [(\gamma_i x_i)^I]^{v_{i,m}} \quad (2)$$

donde γ_i : coeficiente de actividad del componente i , x_i : composición molar del componente i , K_m : constante de equilibrio de la reacción m , $v_{i,m}$: coeficiente estequiométrico del componente i en la reacción m . Los superíndices, I y II indican las fases líquidas extracto y refinado, respectivamente.

Para resolver el sistema de ecuaciones se deben realizar balances de masa alrededor del reactor extractor y dentro del equilibrio líquido-líquido. Los balances de masa para resolver el equilibrio líquido corresponden a los implementados en un "flash" isotérmico, obteniéndose la función de recurrencia.

$$\sum \frac{z_i (K_i - 1)}{1 + \phi (K_i - 1)} = 0 \quad (3)$$

donde z_i : composición molar del componente i en la alimentación, K_i : coeficiente de reparto del componente i , ϕ : relación moles de alimentación/moles de refinado.

Las ecuaciones de balance de masa alrededor del reactor (ver figura 1) completan el sistema de ecuaciones.

$$F_A C_0 - Q_A C_1 - V_A r_C = 0 \quad (4)$$

$$F_E P_0^* - Q_A P - Q_E P^* + V_A r_P = 0 \quad (5)$$

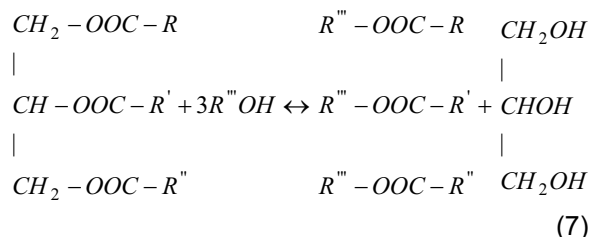
$$F_A + F_E - Q_A - Q_E = 0 \quad (6)$$

La solución simultánea de las ecuaciones 1-6 permite describir el comportamiento del sistema cuando se varía R .

3. BIODIESEL

El biodiesel es un biocarburante oxigenado, producto de la reacción de transesterificación (Ec. 7) de los triglicéridos presentes en aceites vegetales y grasas animales con un alcohol en presencia de un catalizador (homogéneo o heterogéneo) para formar ésteres grasos (biodiesel) y glicerol. El biodiesel es utilizado en sistemas de calentamiento y como aditivo en motores diesel en mezclas del 10% (B10) y el 20% (B20), y en algunos casos, dependiendo de su pureza, usado directamente en motores de ignición [2]. Entre las principales ventajas que ofrece su uso, se encuentran la reducción de emisiones gaseosas contaminantes (CO principalmente) y de material particulado, así como el mantenimiento de un equilibrio neto en el balance de CO₂ atmosférico.

Para la transesterificación se pueden usar tres tipos de catalizadores: ácidos (ácidos sulfúrico, ácidos sulfónicos y ácido clorhídrico), alcalinos (hidróxido de sodio, metóxido de sodio, hidróxido de potasio, metóxido de potasio y carbonatos) y enzimáticos (lipasas) [10]. En cualquiera de los casos el producto obtenido es una mezcla de ésteres, glicerol, alcohol, mono, di y triglicéridos. La transesterificación en fase homogénea con catalizadores alcalinos es más rápida y las condiciones de reacción son moderadas con respecto a los catalizadores ácidos. Sin embargo, su uso en la transesterificación de aceites vegetales produce jabón por la neutralización de los ácidos grasos libres y la saponificación de los triglicéridos [11]. La formación del jabón es indeseable ya que consume parcialmente el catalizador, disminuye el rendimiento y hace más difícil la separación y purificación del biodiesel. Estudios realizados por Vicente et al. [12] muestran que la saponificación sólo tiene lugar cuando los catalizadores son hidróxido de sodio e hidróxido de potasio debido a que contienen el grupo hidróxido (OH) necesario para la reacción. Una manera de evitar esta saponificación es utilizando alcóxidos básicos.



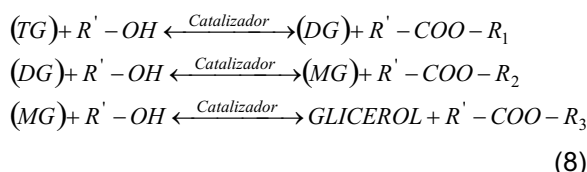
Entre los catalizadores heterogéneos se han estudiado las enzimas inmovilizadas [13,16], los silicatos de titanio, metales, compuestos metálicos de tierras alcalinas, zeolitas y resinas de intercambio iónico [17,19]. Galen et al. [18] encontraron que de los metales evaluados (hierro, paladio y níquel) el níquel es el que mejor cataliza la reacción. En el caso de las zeolitas y las resinas de intercambio, Vicente et al. [17] han reportado poca o ninguna actividad catalítica sobre esta reacción, mientras que Galen et al. [18] reportaron conversiones superiores al 90% utilizando faujasitas NaX y zeolitas de estructura de titaniosilicato-10 (ETS-10), para temperaturas entre 120 y 150 °C y tiempos de residencia de 24h. La ventaja de este tipo de catálisis está en que economiza y simplifica el tratamiento posterior de los productos, además no se produce jabón. Sin embargo, a excepción de las enzimas inmovilizadas, se requiere de condiciones extremas de reacción, y el rendimiento y tiempo de reacción son aún desfavorables en comparación con la catálisis alcalina.

El proceso global para la producción de biodiesel consta de: acondicionamiento de la materia prima, reacción, separación y purificación del producto.

Para el acondicionamiento de la materia prima se debe tener en cuenta el contenido de agua y de ácidos grasos libres, los cuales deben ser bajos para evitar reacciones y subproductos no deseables (jabón). Este paso varía según la materia prima utilizada para la producción de biodiesel.

La transesterificación consta de tres reacciones reversibles consecutivas en las que se van esterificando cada uno de los ácidos grasos unidos al glicerol (ecuación 8). El primer paso es la conversión de triglicéridos (TG) a diglicéridos (DG), seguido por la conversión de diglicéridos (DG) a monoglicéridos (MG) y, finalmente, monoglicéridos (MG) a glicerina, produciéndose una molécula de éster por cada glicérido en cada

paso. Los productos en mayor proporción son los ésteres de ácidos grasos (biodiesel) y el glicerol (subproducto utilizado en la industria farmacéutica, alimenticia y de cosméticos). Debido a que la reacción es reversible, se utiliza un exceso de alcohol para aumentar la conversión a ésteres.



La etapa de separación y purificación del biodiesel es primordial a la hora de determinar los costos de operación. Algunos autores proponen separar primero los ésteres grasos y la glicerina antes de recuperar el alcohol [2].

En general, para los procesos ácidos y básicos, luego de la separación del biodiesel, es necesaria una neutralización de estos catalizadores en cada fase, con el fin de formar sales que puedan retirarse posteriormente. Luego de la neutralización, la fase del éster se somete a un proceso de lavado con agua caliente para remover las sales y la glicerina que no se haya separado, finalmente el biodiesel es secado mediante destilación o flash a vacío. La purificación de la fase de glicerol consta de filtración o centrifugación para remover la sal precipitada. En caso de que se desee, la glicerina puede ser refinada por destilación, para obtener un subproducto de mayor valor agregado.

4. ANÁLISIS TERMODINÁMICO

Las propiedades termodinámicas del sistema no son de fácil adquisición. Las bases de datos no contienen información de propiedades termodinámicas de los componentes existentes en los aceites vegetales que son materia prima para la producción de biodiesel.

En este trabajo se utilizó aceite de palma y etanol anhidro como materias primas. La reacción fue catalizada con NaOH. Y, para evitar el fenómeno de saponificación, el catalizador fue alimentado al proceso en forma de alcóxido.

El aceite de palma está constituido por trioleína, tripalmitina y trilinoleína. Cada ácido graso tiene un contenido porcentual definido y caracteriza las

propiedades del aceite de palma, que contiene 42.8% P/P de tripalmitina, 40.5% P/P de trioleína y 10.1% P/P de trilinoleína [20]. También contiene en bajas proporciones los ácidos grasos libres laurico, mirístico, estearico y linolínico [20].

Como no se tiene información de propiedades termodinámicas del aceite de palma se utilizaron los parámetros de interacción modificados para la ecuación UNIFAC desarrollados por [21]. Batista et al., [21], modificaron los parámetros de interacción de UNIFAC para tener en cuenta las interacciones de las moléculas del triglicérido con los alcoholes etanol y metanol. De esta forma es posible predecir el comportamiento del equilibrio líquido-líquido del sistema.

Equilibrio líquido-líquido

Para simular el equilibrio líquido-líquido se asumió que el aceite de palma estaba constituido por una mezcla de trioleína y tripalmitina. Para estos compuestos se modificaron las propiedades de interacción grupal y se procedió a ingresar la información al simulador ASPEN PLUS 11.0. Los resultados obtenidos en la simulación del equilibrio líquido-líquido fueron confrontados con los datos experimentales reportados por [21] encontrándose que el modelo UNIFAC con los parámetros modificados predice correctamente las solubilidades binarias de los compuestos involucrados.

La figura 2, muestra el comportamiento del equilibrio líquido-líquido para el biodiesel (etil oleato), glicerina y etanol. Como se observa en la figura, entre la glicerina y el biodiesel existe inmiscibilidad parcial. Cabe recordar que estos dos compuestos son el producto de la transesterificación del aceite de palma (Ec. 8). Esta característica en el comportamiento del equilibrio líquido-líquido, muestra la gran posibilidad que tiene la producción de biodiesel de ser desarrollada por un proceso de reacción extractiva.

5. SIMULACIÓN

El proceso de obtención de biodiesel por reacción extractiva fue simulado utilizando el software ASPEN PLUS 11.0. Como se mencionó anteriormente, los parámetros de interacción grupal para el modelo UNIFAC fueron modificados según propuso [21]

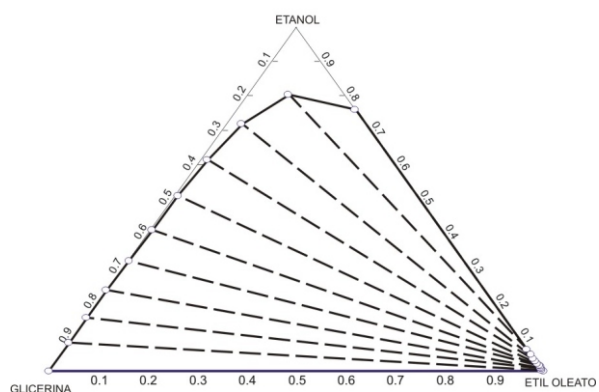


Figura 2. Equilibrio líquido-líquido, etil oleato, glicerina, etanol. Fracción másica, temperatura 20 °C.

La producción de biodiesel sigue la reacción dada en la ecuación 8 y las constantes de reacción para la transesterificación de aceite de palma y etanol fueron tomadas de [20]. Antes de realizar la simulación se utilizó el software *ModELL-R* [8] para determinar los rangos de operación de la variable *R* en los cuales la reacción extractiva puede ser desarrollada.

En el software *ModELL-R* se asume: a) la reacción se realiza en una sola fase, b) únicamente el biodiesel se distribuye en las dos fases líquidas, c) el reactor extractor se encuentra perfectamente agitado (ver figura 1), d) el volumen del reactor es suficiente para alcanzar el equilibrio de reacción.

Para este caso de estudio la inmiscibilidad se presenta naturalmente en el sistema, por esta razón no es necesario utilizar un solvente para extraer el producto (biodiesel). Como el etanol debe ser alimentado en exceso al reactor extractor, la relación *R* es entonces controlada por la concentración de etanol en la alimentación.

La figura 3 muestra el comportamiento de la pureza de biodiesel en la fase liviana cuando se modifica la concentración de etanol en la alimentación. De la figura se deduce que la pureza de biodiesel incrementa con el aumento de la concentración de etanol en la alimentación. Esto se traduce en la necesidad de operar el sistema con exceso de etanol, que favorece la pureza de biodiesel obtenido y la conversión de la reacción de transesterificación.

De lo anteriormente descrito se concluye que el proceso de reacción extractiva puede realizarse con relaciones de R mayores a 3. Para R igual a tres (relación mínima estequiométrica Ec. 7), se obtiene una pureza de producto de 54.3% y una conversión de trioleína de 64.8%.

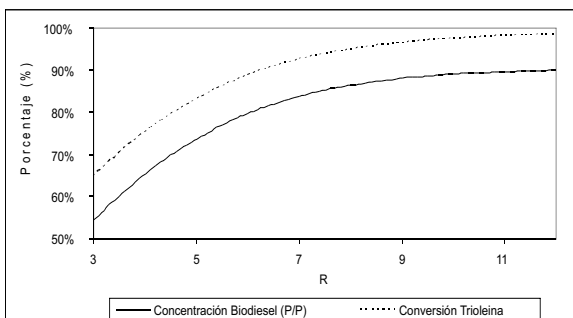


Figura 3. Comportamiento de la conversión de trioleína y la pureza de biodiesel frente al cambio de R.

Se realizó el mismo estudio para el proceso convencional obteniéndose una pureza de producto (R igual a tres) de 41.31% y una conversión de trioleína del 97%. Valores superiores de R disminuyen la pureza de producto y aumentan la conversión de trioleína.

Si se opera el sistema, como lo sugieren las referencias [20] (exceso de etanol de 6 a 1, $R=6$), la pureza del producto obtenido por reacción extractiva es del 80% y para el proceso convencional es del 35%. La conversión para el proceso convencional es total y para el proceso de reacción extractiva es del 88%. Con este corto pero eficaz análisis se demuestran los beneficios del proceso de reacción extractiva sobre el proceso convencional.

Con los datos obtenidos se procedió a simular los esquemas de proceso ilustrados en las figuras 4 y 5. La figura 4, muestra el diagrama de flujo para la obtención de oleato de etilo (biodiesel) por reacción extractiva. En el diagrama se nota la compacidad del esquema tecnológico y la disminución en los requerimientos energéticos.

El esquema tecnológico para el proceso convencional (ver figura 5) necesita más unidades de separación para lograr la separación del biodiesel, Las cuales incrementan los costos energéticos y de producción.

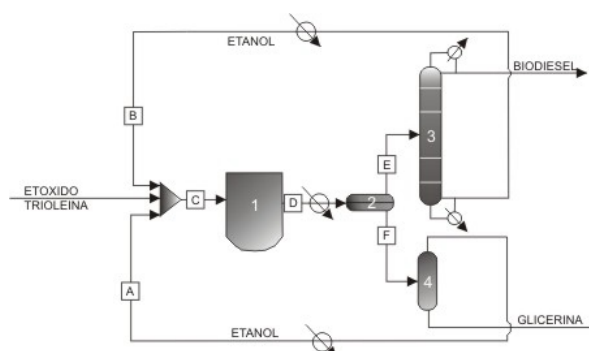


Figura 5. Esquema de proceso obtención de biodiesel por método convencional. (1) Reactor, (2) Decantador, (3) Columna de destilación, (4) Flash isotérmico.

6. RESULTADOS

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos en el análisis de R (figura 3), el proceso de reacción extractiva fue simulado tomando un valor de R igual a 12, valor seleccionado debido a que a esa condición se maximiza la conversión de trioleína y la pureza del biodiesel.

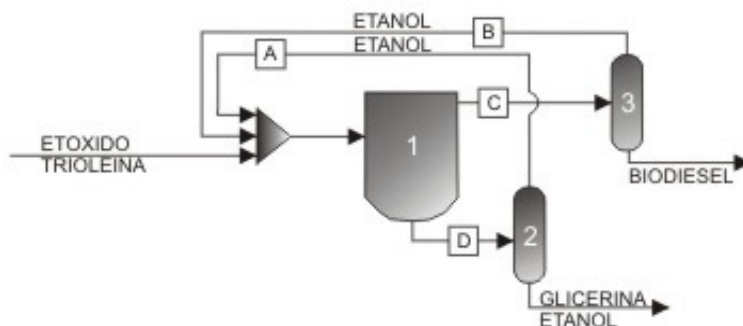


Figura 5. Esquema de proceso obtención de biodiesel por método convencional. (1) Reactor, (2) Decantador, (3) Columna de destilación, (4) Flash isotérmico.

Tabla 1. Resultados de la simulación para el proceso de reacción extractiva (ver figura 4).

DESCRIPCIÓN	ALIMENTACIÓN	A	B	C	D	GLICERINA	BIODIESEL
Temperatura (°C)	60.00	59.50	53.80	60.00	60.00	59.48	53.84
Flujo másico (kg/hr)	1115.79	795.00	172.25	1118.79	964.25	169.25	946.55
FRACCIÓN MÁSCICA							
Etanol	0.21	0.83	0.54	0.10	0.76	0.44	0.02
Glicerina		21 PPM	58 PPM	234 PPM	0.09	0.53	0.00
Trioleina	0.79	11 PPM	327 PPM	0.00	0.00	0.00	0.00
Dioleina		15 PPM		0.00	0.00	0.01	0.00
Etil Oleato		0.17	0.46	0.90	0.14	0.00	0.97
Monoleina				238 PPM	0.00	0.01	0.00

Tabla 2. Resultados de la simulación para el proceso convencional (ver figura 5)

	ALIMENTACIÓN	A	B	C	D	E	F	GLICERINA	BIODIESEL
Temperatura (°C)	60.00	60.00	60.00	60.00	60.00	30.00	30.00	45.60	196.50
Flujo másico (kg/hr)	958.15	141.14	298.04	1397.33	1397.33	1169.31	228.01	871.27	86.87
FRACCIÓN MASICA									
Etanol	0.17	0.81	trazas	0.20	0.11	0.03	0.50	0.04	0.01
Glicerina		0.18	trazas	0.02	0.08	75 PPM	0.47	100 PPM	0.94
Trioleina	0.83	352 PPB	0.70	0.72	0.15	0.18	218 PPB	0.00	
Dioleina		0.00	0.28	0.06	0.06	0.07	0.00	Trazas	0.00
Etil oleato		0.01	399 PPM	0.00	0.60	0.71	0.01	0.96	2 PPM
Monoleina		37 PPM	0.02	0.00	0.01	0.01	0.02	Trazas	0.05

Tabla 3. Consumo energético.

PROCESO	CONSUMO ENERGÉTICO		
	Calor Retirado (KJ.sec ⁻¹)	Calor Suministrado (KJ.sec ⁻¹)	Kj.sec ⁻¹ /kg biodiesel obtenido
REACCIÓN EXTRACTIVA	0.00	188.98	0.21
PROCESO CONVENCIONAL	-271.78	271.20	0.33

Los resultados de las corrientes de proceso se muestran en la tabla 1. En la tabla 2, se presentan los resultados de la simulación para el proceso convencional.

En el proceso de reacción extractiva se alcanza una pureza de producto de 97% y una conversión de trioleina del 99.9%. Para el proceso convencional la pureza de producto es del 94% y la conversión de trioleina alcanza el 99.9% (tablas 1 y 2). Como se observa en los resultados, los dos procesos consiguen convertir toda la trioleina a

biodiesel, pero la pureza de producto es mayor en el proceso de extracción reactiva.

La tabla 3 muestra el consumo energético de los dos procesos. Se observa claramente el menor consumo energético del proceso de extracción reactiva sobre el convencional. Para producir 1kg de biodiesel al 94% de pureza, el proceso convencional requiere 0.21 kj.sec⁻¹. Mientras que el proceso de reacción extractiva requiere 0.33 kj.sec⁻¹ para producir 1kg de biodiesel al 97%.

7. CONCLUSIONES

Se demostró que la metodología empleada permite conocer claramente si un proceso puede ser implementado por reacción extractiva. La metodología ahorra tiempo de cálculo y mejora la simulación rigurosa ya que delimita el espacio de operación.

Las ventajas energéticas y económicas del proceso de reacción extractiva para la obtención de biodiesel sobre el proceso convencional son evidentes y auguran un promisorio futuro para esta tecnología.

8. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] A. Srivastava, R. Prasad, *Performance of a diesel generator fuelled with palm oil*, Fuel Renewable Sustainable Energy, Rev. 4, p.p 111-133, 2000.
- [2] F. Ma, M. Hanna, *Biodiesel production: a review*, Bioresource Technology. Volumen 70, p.p. 1-15, 1999.
- [3] R. Pai, M. Malone, M. Doherty, *Design of reactive extraction systems for bioproduct recovery*, AIChE J. 48, p.p 514-526, 2002.
- [4] K. D. Samant, M. Ka Ng., *Synthesis of extractive reaction process*, AIChE J., 44, p.p 1363, 1998.
- [5] M. Rivera, C. Cardona, *Análisis de Procesos simultáneos Reacción-Extracción a Nivel Productivo. Generalidades del proceso, Equilibrio Fásico y Químico simultáneos. Ingeniería y competitividad. Vol 6 No 1. 2004.*
- [6] M. Minotti, M. Doherty, M. Malone, *Design for simultaneous reaction and liquid- liquid extraction*, Ind. Eng. Chem. Res. 37, p.p. 4748-4755, 1998.
- [7] R. Pai, M. Malone, M. Doherty, *Design of reactive extraction systems for bioproduct recovery*, AIChE J. 48, p.p. 514-526, 2002.
- [8] L. F. Gutiérrez, O. J. Sánchez, C. A. Cardona, *Modelling of batch extractive fermentation for the fuel ethanol production*, In: 8th Conference on Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction, 2005.
- [9] O. J. Sánchez, L. F. Gutiérrez, C. A. Cardona, *Analysis of extractive fermentation process for ethanol production using a rigorous model and a short-cut method*, in: Computer Aided Methods in Optimal Desing and Operation, Series on Computer Operation Research, Vol 7, In Press, 2005.
- [10] A. Conde, L. Wenzel, *Cinética de la transesterificación del aceite de higuera*, Revista Latinoamericana de Ingeniería Química y Química Aplicada, p.p. 125-141, 1974.
- [11] H. Fukuda, A. Kond, H. Noda, *Biodiesel fuel production by transesterification of oils*. Journal of Bioscience and Bioengineering, Vol. 92, No. 5, 405-416, 2001.
- [12] G. Vicente, M. Martínez, J. Aracil, *Integrated biodiesel production: a comparasion of homogeneous catalysts systems*, Bioresource Technology, Vol. 92, p.p. 297-305, 2004.
- [13] A. Cifuentes, D. Rojas, C. Orrego, C. Cardona, *Inmovilización de lipasa Cándida Rugosa en soporte de quitosano*, en: II Simposio sobre Biofábricas, Universidad Nacional de Colombia, Sede Medellín, 2005.
- [14] E. A. Restrepo, M. A. Herrera, J. A. Figueroa, C. A. Cardona, C. E. Orrego, *Mejoramiento de la actividad enzimática de lipasa de Cándida Rugosa en medio orgánico*, en: II Simposio sobre Biofábricas. Universidad Nacional de Colombia Sede Medellín, 2005.
- [15] M. A. Herrera, J. A. Figueroa, C. A. Cardona, *Látex de Carica Papaya, Cándida Rugosa, Cándida Antartica: tres promisorios biocatalizadores enzimáticos para la obtención de biodiesel a partir de aceite de palma y alcohol. Estudios preliminares*, en: XXIII Congreso Colombiano de Ingeniería Química las Cadenas Productivas, Manizales, 2005.
- [16] I. Mamoru, C. Baoxue, E. Masashi, K. Takashi, S. Surekha, *Production of biodiesel fuel from triglycerides and alcohol using immobilized lipase*, Journal of Molecular Catalysis B: Enzymatic 16, p.p. 5358, 2001.

- [17] G. Vicente, A. Coteron, M. Martínez, J. Aracil, *Application of the factorial design of experiments and response surface methodology to optimize biodiesel production*, Industrial Crops and Products 8, p.p. 2935, 1998.
- [18] J. Galen, A. Mohanprasad, J. Eric, J. Pratik, J. Michael, *Transesterification of soybean oil with zeolite and metal catalysts*, Applied Catalysis A: General 257, p.p. 213-223, 2004.
- [19] R. Tesser, M. Di Serio, M. Guida, M. Nastasi, E. Santacesaria, *Kinetics of oleic acid esterification with methanol in the presence of triglycerides*, Ind. Eng. Chem. Res. 44, p.p. 7978-7982, 2005.
- [20] J. Marchetti, V. Miguel, A. Errazu, *Possible methods for biodiesel production*, Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2005 In press.
- [21] E. Batista, S. Monnerat, L. Stragevitch, C. Pina, C. Gonçalves, A. Meirelles, *Prediction of Liquid-Liquid Equilibrium for Systems of Vegetable Oils, Fatty Acids, and Ethanol*, J. Chem. Eng. Data 44, p.p. 1365-1369, 1999..