



UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA
VICERRECTORÍA DE INVESTIGACIÓN
DIRECCIÓN NACIONAL DE EXTENSIÓN, INNOVACIÓN Y
PROPIEDAD INTELECTUAL

Bogotá D.C., 4 de noviembre de 2015

Señores
DIRECCIÓN DE NUEVAS CREACIONES
Delegatura para la Propiedad Intelectual
SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
Carrera 13 27-00
Bogotá D.C.

RJ
SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 13-016083- -00010-0000

Fecha: 2015-11-04 16:28:39 Dep. 2020 DIR NUEVASCR
Tra 2 PATENTES Eve: 1 REGDEPOSITO
Act 608 MODIFICASOLICIT Folios: 17

Asunto: 13-16083:

Modificación a la solicitud de patente "*Sistema de reacción de alquil ésteres de ácidos Grasos empleando un reactor de película líquida operado en contracorriente*"

Titularidad Patrimonial: Universidad Nacional de Colombia

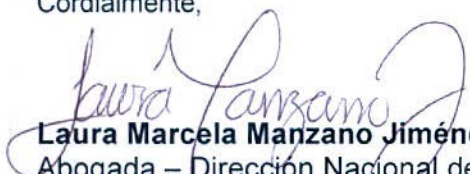
Respetados Señores:

Mediante el presente oficio cordialmente presento modificaciones a la patente "*Sistema de reacción de alquil ésteres de ácidos Grasos empleando un reactor de película líquida operado en contracorriente*", de la cual es titular la Universidad Nacional de Colombia, correspondiente al número de radicado 13-16083.

Las modificaciones se realizaron sobre el capítulo reivindicatorio y el título de la invención el cual queda de la siguiente manera: "*Equipo para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos empleando un reactor de película líquida operado en contracorriente*"

Se remite adjunto el comprobante de pago por el valor de 132.000 pesos, para cubrir el valor correspondiente a la solicitud de modificación de conformidad a la Resolución 59304 del 30 de septiembre de 2014 de la Superintendencia de Industria y Comercio.

Cordialmente,


Laura Marcela Manzano Jiménez

Abogada – Dirección Nacional de Extensión, Innovación y Propiedad Intelectual
Universidad Nacional de Colombia

Anexo: Solicitud modificada (15 folios)
Copia del recibo de consignación (1 folio)

EQUIPO PARA LA PRODUCCIÓN DE ALQUIL ÉSTERES DE ÁCIDOS GRASOS EMPLEANDO UN REACTOR DE PELÍCULA LÍQUIDA OPERADO EN CONTRACORRIENTE

La presente invención relaciona un equipo para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos utilizando reactores empacados, particularmente reactores de película líquida, con esquema de flujo de las corrientes de alimentación en contracorriente, basado en la alcoholisis de aceites y grasas, específicamente la metanolisis de aceite de palma y de soya.

10 Antecedentes de la Invención

Los fundamentos de la producción de alquil ésteres de ácidos grasos, específicamente los metil ésteres, fueron desarrollados en la década de 1940 y se describen en un conjunto de patentes de E- I. Du Pont y Colgate Palmolive (Van Gerpen, 2005). Los procesos más usados a nivel mundial emplean catalizadores alcalinos homogéneos, especialmente metóxidos de sodio o potasio, NaOH o KOH, por su alta actividad catalítica y bajo costo (Freedman et al., 1986). Sin embargo, los problemas asociados a la formación de jabones y geles, que dificultan la separación y reducen la productividad, exigen el uso de aceites y grasas con bajos contenidos de ácidos grasos libres y agua (Freedman et al., 1984; Ma y Hanna, 1999; Meher et al., 2006), lo que disminuye la rentabilidad del proceso, afectada en un gran porcentaje por el costo de las materias primas, que constituyen entre el 70% y el 95% de los costos de producción (Zhang et al., 2003).

Para solucionar este inconveniente se han buscado catalizadores ácidos (Loter, 2005) y básicos heterogéneos (Georgogianni et al., 2009) y enzimas (Li et al., 2007), así como procesos que emplean co-solventes (Boocock, 2003) o cuyas condiciones de operación, temperatura y presión, son supercríticas para el alcohol (Marulanda et al., 2010). Sin embargo, a la fecha, los procesos que emplean catalizadores homogéneos son los más utilizados, a escala industrial, en la producción de biodiésel.

En los procesos que emplean catalizadores alcalinos solubles en el alcohol se usan reactores de tanque agitado para poner en contacto las fases reaccionantes: la fase alcohólica, que es una solución del catalizador en el alcohol, y la fase oleosa, que inicialmente está conformada por el aceite o la grasa. En otros procesos se emplean reactores tubulares con un mezclador estático aguas arriba, y en

condiciones tales que el régimen de flujo sea turbulento, números de Reynolds (Re) superiores a 2,300, aunque para una aplicación segura se recomienda un Re mayor a 10,000, con lo cual se evita la segregación de las fases reaccionantes dentro del reactor (Assmann, 1996).

5

La sinergia entre la formación de jabones por la reacción entre el catalizador y los ácidos grasos libres, y la agitación requerida para generar área interfacial para la transferencia de masa, genera emulsiones y geles que prolongan los tiempos de residencia en los equipos aguas abajo de los reactores, dificultan las etapas de separación, aumentan la pérdida de productos y la necesidad de reprocesamiento, y disminuyen la productividad (Freedman et al., 1986; Ma y Hanna, 1999, Meher et al., 2006; Demirbas y Karslioglu, 2007). Para solucionar este inconveniente, Narváez y Sánchez (2008) propusieron el empleo de un reactor de película líquida descendente operado en co-corriente. Este tipo de reactor se describe en las US Pat. No. 3,992,156 y US Pat. No. 3,758,404, y se usa para remover impurezas presentes en los hidrocarburos, ácido sulfhídrico y ácidos orgánicos de combustibles, como gasolina, Jet A, queroseno, etc. En estos equipos se genera área interfacial sin dispersar una fase dentro de la otra, lo que reduce el tiempo necesario para la separación de los productos en la alcoholisis de aceites y grasas, y permite la separación simultánea con la reacción.

En general, teniendo en cuenta el carácter reversible de la reacción, se requieren por lo menos dos etapas de reacción con una separación intermedia de las fases ricas en alquil ésteres de ácidos grasos y glicerol, para desplazar la reacción hacia los productos.

En esta invención, el esquema de alimentación de los reactantes y la configuración del reactor, desplaza el equilibrio químico hacia los productos, lo que incrementa el rendimiento hacia ésteres metílicos de ácidos grasos y elimina la necesidad de la separación intermedia y de una segunda etapa de reacción. Lo anterior se traduce en un incremento en la productividad del proceso.

Divulgación de la invención

La presente invención relaciona un equipo para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos por alcoholisis en contracorriente y contiene las siguientes partes:

- a. Consta de un reactor de película líquida descendente (1)¹, que emplea un empaque para la generación de área interfacial.
- b. Consta de una corriente de suministro de aceite o grasa (10) la cual se alimenta al fondo del reactor (11)
- 5 c. Consta de una primera corriente opcional de suministro de una mezcla que contiene alcohol, glicerol y catalizador (20) la cual puede alimentar una etapa intermedia del reactor (21, 22, 23)
- d. Consta de una segunda corriente opcional de suministro de una mezcla que contiene alcohol, glicerol y catalizador (30) en proporciones diferentes a las de la primera corriente (20), la cual puede alimentar una etapa intermedia del reactor (31) o la cima del reactor (32).
- 10 e. Consta de una salida de alquil ésteres de ácidos grasos, alcohol y catalizador por la parte superior del reactor (40).
- f. Consta de una salida por la parte inferior del reactor (50), que contiene glicerol, alcohol y catalizador.
- 15 g. Opcionalmente cuenta con una centrífuga continua (2) en la parte superior del reactor.
- h. Donde la fracción volumétrica de empaque en el reactor se encuentra entre 2 y 75%
- 20 i. Donde la temperatura en el reactor se mantiene en un intervalo entre 25 °C y 180 °C, dependiendo del alcohol que se use.
- j. Donde la relación molar de alcohol a aceite o grasa se encuentra entre 3:1 y 10:1 sumando las corrientes de suministro de alcohol, glicerol y catalizador.
- k. Donde el catalizador puede ser cualquier catalizador básico homogéneo empleado en alcoholísis, como CH_3ONa , CH_3OK , NaOH , KOH , o sus mezclas y se encuentran en un intervalo entre 0,5% y 3% respecto al flujo de aceite.
- 25 l. Donde, al menos una alimentación de alcohol, glicerol y catalizador (21, 22, 23, 31, 32) debe alimentar al reactor a una altura, h, entre 0 y 80% tomada desde la parte superior del reactor, siendo h=0% la cima y h=100% el fondo del reactor.
- 30

Las reacciones de alcoholísis para obtener alquil ésteres de ácidos grasos se basan en la reacción de triglicéridos con alcohol que se muestra en la figura 2.

¹ Los números entre paréntesis corresponden a la identificación dada en la Figura 1.

En el reactor se emplean como empaque hilos metálicos de 0,05 a 3 mm de diámetro alineados axialmente, con área de contacto por unidad de volumen de empaque entre 80000 y 1333 m² por m³ de empaque. No obstante lo anterior, pueden emplearse otros empaques, estructurados o semiestructurados, que permitan un patrón de flujo como el que se describe a continuación. Por otra parte, la fracción volumétrica de empaque puede variar hasta el 75%.

Teniendo en cuenta el material del empaque, la forma en que opera el reactor y el régimen de flujo, una de las fases fluye sobre el empaque y la otra fluye sobre ella sin dispersión. La transferencia de masa se da de la siguiente forma: el alcohol y la especie catalíticamente activa se difunden hacia la fase oleosa en donde ocurre preferencialmente la reacción, aunque también se da en la interfase y en menor extensión en la fase alcohólica. El glicerol formado en la fase oleosa o en la interfase se difunde a la fase alcohólica, mientras que el alquil éster formado en la fase alcohólica o en la interfase se difunde a la fase oleosa. Teniendo en cuenta el carácter reversible de la reacción, el que el glicerol se separe rápidamente de la fase oleosa, en donde ocurre la reacción en mayor extensión, hace que la reacción se desplace hacia los productos, eliminando la necesidad de una nueva etapa de reacción.

La conversión y el rendimiento del reactor de película líquida operado en contracorriente, en una sola etapa de reacción, son superiores al 99,7% y al 99,9%, respectivamente. La separación de las fases efluentes del reactor, comúnmente realizada por decantación, se elimina ya que la mayor parte de ella se da simultáneamente con la reacción, lo cual incrementa la productividad del proceso; ésta, es del orden de 1,8 m³ de alquil ésteres por hora por m³ de reactor.

Descripción de las Figuras

La figura 1 relaciona una forma preferida del diseño propuesto:

El reactor se identifica como 1.

Las bombas necesarias para el proceso se señalan como 4, 5 y 6.

La alimentación de aceite se indica como 10. La entrada de aceite al reactor corresponde a la corriente 11.

La corriente 20 corresponde a una mezcla de alcohol, glicerol y catalizador, que se alimenta en la zona intermedia del reactor 1 en las corrientes 21, 22 y 23. La corriente 20 siempre estará y se alimentará preferiblemente a una altura h entre 0% y 80% medida desde la parte superior del reactor. De esta forma $h=0\%$ corresponde a la parte superior del reactor 1 y $h=100\%$ al fondo del mismo.

La corriente 30, que es opcional, es una mezcla de alcohol, glicerol y catalizador, que se alimenta en la zona intermedia del reactor 1, en una o las dos corrientes 31 y 32.

La mezcla de alquil ésteres de ácidos grasos, alcohol y catalizador se retira del reactor en la corriente 40 o puede someterse a una separación adicional en la centrífuga 2, equipo del que se obtiene una corriente rica en alquil ésteres de ácidos grasos (43) y una que contiene el glicerol remanente (42).

El reactor tiene una salida por la parte inferior, donde se extrae una corriente (50) que contiene glicerol, alcohol y catalizador. En cualquier caso puede emplearse la centrífuga 3 que permite una separación adicional de la fase rica en alquil ésteres de ácidos grasos (51) que haya sido arrastrada por la fase rica en glicerol (52).

La figura 2 presenta la reacción de alcoholólisis de triglicéridos.

La figura 3 relaciona un ejemplo de la aplicación del equipo de reacción. Los datos corresponden al ensayo experimental 1CC, cuyas condiciones se definen en la tabla 1.

La figura 4 relaciona un ejemplo de la aplicación del equipo de reacción. Los datos corresponden al ensayo experimental 2CC, cuyas condiciones se definen en la tabla 1.

La figura 5 relaciona un ejemplo de la aplicación del equipo de reacción. Los datos corresponden al ensayo experimental 3CC, cuyas condiciones se definen en la tabla 1.

Ejemplos ilustrativos

La tabla 1 muestra las condiciones de algunas de las metanólisis de aceite de palma realizadas en un reactor de película líquida operado en contracorriente a nivel de banco con una capacidad máxima de 5 kg/h de aceite. Todas las reacciones se hicieron a 60 °C, con hidróxido de sodio como catalizador con una concentración de 1% p/p con respecto al flujo de aceite de palma alimentado. Para cada una de las reacciones se determinó el perfil de ésteres metílicos, monoglicéridos, diglicéridos, triglicéridos y metanol

Tabla 1. Condiciones experimentales de las metanólisis de aceite de palma ejemplo para esta patente.

Reacciones	Flujo de aceite de palma (g min ⁻¹)	Relación molar metanol a aceite de palma	Punto de alimentación metanol (% V) ^a
1CC	32,8	5,8	47,7
2CC	49,7	5,5	67,1
3CC	32,9	5,7	38,0

^a Porcentaje del volumen total del reactor medido desde la parte superior.

Las Figuras 3 a 5 presentan los perfiles de concentración experimentales obtenidos, y los perfiles que calcula un modelo desarrollado, ajustado y validado experimental y estadísticamente para simular el comportamiento del reactor de película líquida operado en contracorriente, y que fueron descritos en detalle por Cadavid (2011).

La Tabla 2 presenta las composiciones de las corrientes rica en metil ésteres de ácidos grasos y glicerol, efluentes del reactor de película líquida operado en contracorriente con una capacidad máxima de 5 kg/h de aceite, para la condición de operación que se describen a continuación para la metanólisis del aceite de palma. La conversión fue 99,7%, el rendimiento 99,9% y la productividad de 1,8 m³ EM h⁻¹ m⁻³.

Las condiciones de operación fueron las siguientes:

Temperatura	60°C
Catalizador	NaOH
Concentración de catalizador	1% en peso respecto al aceite
Flujo aceite de palma:	50,0 g min ⁻¹
Relación molar metanol a aceite de palma:	8,0 gmol gmol ⁻¹
Fracción de metanol por la alimentación 1:	1,00

Punto de alimentación 1: 76%
Fracción en peso de glicerol en alimentación 1: 0,00

Tabla 2. Composición de las corrientes obtenidas en la metanólisis de aceite de palma en el reactor de película líquida operado en contracorriente (porcentaje p/p).

Compuesto	Corriente rica en ésteres metílicos de aceite de palma (40 en la Figura 1)	Corriente rica en glicerol (50 en la Figura 1)
Metanol (M)	15,40	5,84
Ésteres metílicos (EM)	84,30	0,00
Glicerol (G)	0,00	93,71
Triglicéridos (TG)	0,26	0,00
Diglicéridos (DG)	0,04	0,00
Monoglicéridos (MG)	0,01	0,44

La Tabla 3 presenta las composiciones de las corrientes rica en etil ésteres de aceite de soya y en glicerol, efluentes del reactor de película líquida operado en contracorriente con una capacidad máxima de 5 kg/h de aceite, para la condición de operación que se describe a continuación para la etanólisis del aceite de soya. La conversión fue 99,0%, el rendimiento 99,9% y la productividad de 1,1 m³ EE h⁻¹ m⁻³. Las condiciones de operación fueron las siguientes:

Temperatura 60°C
Catalizador NaOH
Concentración de catalizador 1% en peso respecto al aceite
Flujo aceite de soya: 30,0 g min⁻¹
Relación molar etanol a aceite de palma: 7,0 gmol gmol⁻¹
Fracción de etanol por la alimentación 1: 1,00
Punto de alimentación 1: 76%
Fracción en peso de glicerol en alimentación 1: 0,00

Tabla 3. Composición de las corrientes obtenidas en la etanólisis de aceite de soya en el reactor de película líquida operado en contracorriente (porcentaje p/p).

Compuesto	Corriente rica en etil ésteres de aceite de soya (40 en la Figura 1)	Corriente rica en glicerol (50 en la Figura 1)
Etanol (M)	17,21	3,84
Ésteres etílicos (EM)	81,90	0,00
Glicerol (G)	0,00	96,16
Triglicéridos (TG)	0,78	0,00
Diglicéridos (DG)	0,09	0,00
Monoglicéridos (MG)	0,02	0,00

REIVINDICACIONES

1. Equipo de reacción para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos por alcoholólisis de aceites y grasas, operado en contracorriente CARACTERIZADO PORQUE

- 5 a. Consta de un reactor de película líquida descendente (1), empacado con un haz de fibras metálicas de 0,05 a 3 mm de diámetro u otro tipo de empaque que permita el patrón de flujo que se describió anteriormente.
- 10 b. Consta de una corriente de suministro de aceite (10) que se alimenta al fondo del reactor (11)
- c. Consta de una primera corriente de suministro de una mezcla que contiene alcohol, glicerol y catalizador (20) que puede alimentar una o más etapas intermedias del reactor (21, 22, 23).
- 15 d. Consta de una segunda corriente opcional de suministro de una mezcla que contiene alcohol, glicerol y catalizador (30) en proporciones diferentes a las de la primera corriente (20), que puede alimentar una o más etapas intermedias del reactor (31) o la cima del reactor (32). Con esta segunda corriente siempre se alimenta el reactor arriba de la(s) alimentación(es) de la primera corriente.
- 20 e. Consta de una salida por la que fluye una mezcla de alquil éster de ésteres de ácidos grasos, alcohol y catalizador, que se ubica en la parte superior del reactor (40)
- f. Consta de una salida por la que fluye una mezcla de glicerol, alcohol y catalizador, que se ubica en la parte inferior del reactor (50).
- 25 g. Cuenta con una centrífuga continua (2) para separar el glicerol remanente en la corriente de salida del reactor rica en alquil ésteres de ácidos grasos (40).
- h. Cuenta con una centrífuga continua (3) para separar los alquil ésteres de ácidos grasos que pudieron ser arrastrados por la corriente de salida del reactor rica en glicerol (50).
- 30 i. La fracción volumétrica de empaque en el reactor se encuentra entre 2 y 75%
- 35 2. Equipo de reacción para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos de la reivindicación 1 CARACTERIZADO PORQUE el aceite suministrado (10) es aceite de palma y el alcohol es metanol.

3. Equipo de reacción para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos de la reivindicación 1 CARACTERIZADO PORQUE el aceite suministrado (10) es aceite de soya y el alcohol es etanol.
- 5 4. Equipo de reacción para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos de la reivindicación 2 CARACTERIZADO PORQUE existen dos alimentaciones de la mezcla alcohol, glicerol y catalizador (21), a alturas de 28.4% y 36.4% $h=0\%$ tomada desde la parte superior del reactor, siendo $h=0\%$ la cima y $h=100\%$ el fondo del reactor.
- 10 5. Equipo de reacción para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos de la reivindicación 3 CARACTERIZADO PORQUE existen dos alimentaciones de la mezcla alcohol, glicerol y catalizador (21), a alturas de 28.4% y 34.8% $h=0\%$ tomada desde la parte superior del reactor, siendo $h=0\%$ la cima y $h=100\%$ el fondo del reactor.
- 15 6. Equipo de reacción para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos de la reivindicación 1 CARACTERIZADO PORQUE la fracción volumétrica de empaque está entre 5 y 20%
- 20 7. Equipo de reacción para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos de la reivindicación 1, 2 y 3 CARACTERIZADO PORQUE la temperatura en el reactor se mantiene en un intervalo entre 20 °C y 180 °C dependiendo del alcohol empleado.
- 25 8. Equipo de reacción para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos de la reivindicación 1, 2 y 3 CARACTERIZADO PORQUE la relación molar de alcohol a aceite se encuentra entre 3:1 y 10:1, sumando el alcohol en cualquiera de las corrientes de suministro de la mezcla alcohol, glicerina y catalizador
- 30 9. Equipo de reacción para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos de la reivindicación 1, 2 y 3 CARACTERIZADO PORQUE el catalizador se escoge entre cualquier catalizador básico homogéneo empleado en alcoholísis, como CH_3ONa , CH_3OK , NaOH , KOH , o sus mezclas y se encuentran en un intervalo entre 0,5% y 3% en peso respecto al flujo de aceite.
- 35 10. Equipo de reacción para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos de la reivindicación 1, 2 y 3 CARACTERIZADO PORQUE el reactor opera en contracorriente con una alimentación de alcohol, glicerol y catalizador (21, 22, 23) ubicada a una altura h entre 0 y 80% tomada desde la parte superior del reactor, siendo $h=0\%$ la cima y $h=100\%$ el fondo del reactor.

11. Equipo de reacción para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos de la reivindicación 1 CARACTERIZADO PORQUE el número de Reynolds dentro del reactor está en régimen laminar.

5 12. Equipo de reacción para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos de la reivindicación 1 CARACTERIZADO PORQUE el tiempo de residencia en el reactor para una conversión y un rendimiento comercial está entre 2 y 30 minutos para el aceite o la grasa y entre 3 y 60 minutos para la fase alcohólica

10

REFERENCIAS

- Assmann, G. (1996). Continuous process for the production of lower alkyl esters. US. Patent 5,514,820.
- 5 Boocock D. (2003). Single-phase process for production of fatty acid methyl esters from mixtures of triglycerides and fatty acids, US Patent 6,642,399 B2.
- Cadavid JG. Estudio del proceso de producción de biodiésel por extracción reactiva, Tesis de Doctorado, Doctorado en Ingeniería – Ingeniería Química, Universidad
10 Nacional de Colombia Sede Bogotá, 2011.
- Demirbas A, Karslioglu S. (2007). Biodiesel production facilities from vegetable oils and animal fats, *Energy Sources, Part A*, 29,133–141.
- 15 Freedman B, Pryde EH, Mounts TL. (1984). Variables affecting the yields of fatty esters from transesterified vegetable oils. *Journal of American Oil Chemist Society*, 61, 1638-1643.
- Freedman B, Butterfield R, Pryde E. (1986). Transesterification Kinetics of
20 Soybean. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 63, 1375-1380.
- Fukuda H, Kondo A, Noda H. (2001). Biodiesel Fuel Production by
Transesterification of Oils. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 92(5), 405-416.
25
- Georgogianni K, Katsoulidis A, Pomonis P, Manos G, Kontominas M. (2009). Transesterification of rapeseed oil for the production of biodiésel using homogeneous and heterogeneous catalysis, *Fuel Processing Technology*, 90, 1016-1022.
30
- Li W, Du W, Liu D. (2007). *Rhizopus oryzae* IFO 4697 whole cell-catalyzed methanolysis of crude and acidified rapeseed oils for biodiesel production in tert-butanol system, *Process BioChemistry*, doi :10.1016/j.procbio.2007.05.015
- 35 Lotero E, Liu Y, López D, Suwannakarn K, Bruce D, Goodwin J. 2005. Synthesis of biodiesel via acid catalysis, *Industrial Engineering Chemistry Research*, 44, 5353-5363.
- Ma F, Hanna MA. (1999). Biodiesel production: a review. *Bioresource Technology*,
40 70, 1-15.
- Marulanda VF, Anitescu G, Tavlarides LL. (2010). Biodiesel fuels through a continuous flow process of chicken fat supercritical transesterification, *Energy & Fuels*, 24, 253-260.
45
- Meher L, Vidya C, Naik S. (2006). Technical aspects of biodiesel production by transesterification – a review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 10, 248-268.
- 50 Narváez PC. Producción de ésteres metílicos de ácidos grasos en un reactor de película líquida descendente, Tesis de Doctorado, Doctorado en Ingeniería – Ingeniería Química, Universidad Nacional de Colombia Sede Bogotá, 2006.

Narváez PC, Rincón SM, Sánchez FJ. (2007). Kinetics of Palm Oil Methanolysis. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 84, 971-977.

5 Narváez PC, Sánchez FJ. (2008). Proceso continuo para la producción de alquil
esteres de compuestos grasos empleando reactores de película líquida
descendente, Gaceta de la Superintendencia de Industria y Comercio de la
República de Colombia, 592, 53.

10 Van Gerpen J. (2005). Biodiesel Processing and Production. *Fuel Processing and
Technology*, 86, 1097-1107.

15 Zhang Y, Dube MA, McLenn DD, Kates M. (2003) Biodiesel production from waste
cooking oil: 2. Economic assessment and sensitivity analysis. *Bioresource
Technology*, 90, 229-240.

20

25

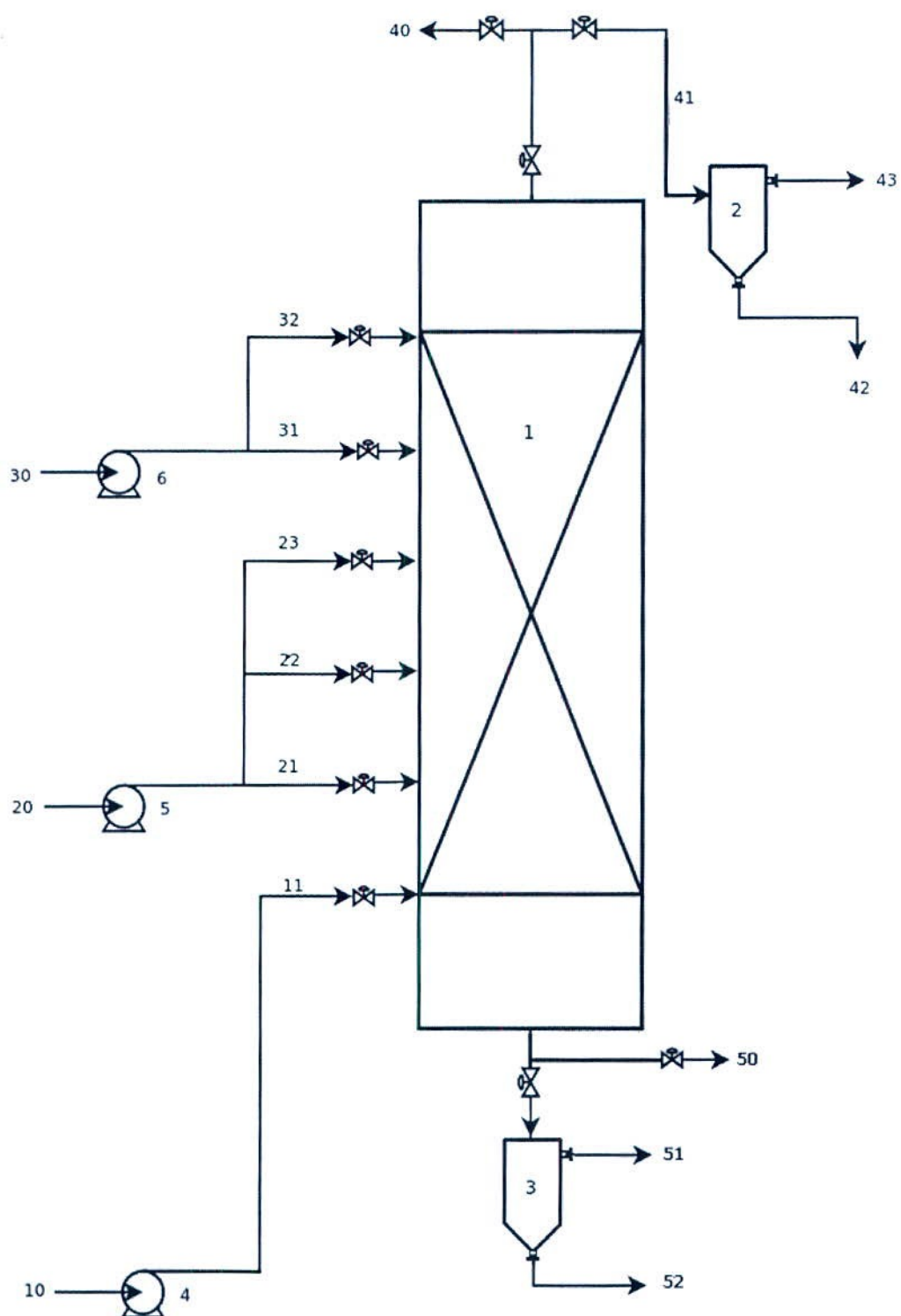


Figura 1. Esquema del equipo de reacción que incluye el reactor de película líquida operado en contracorriente.

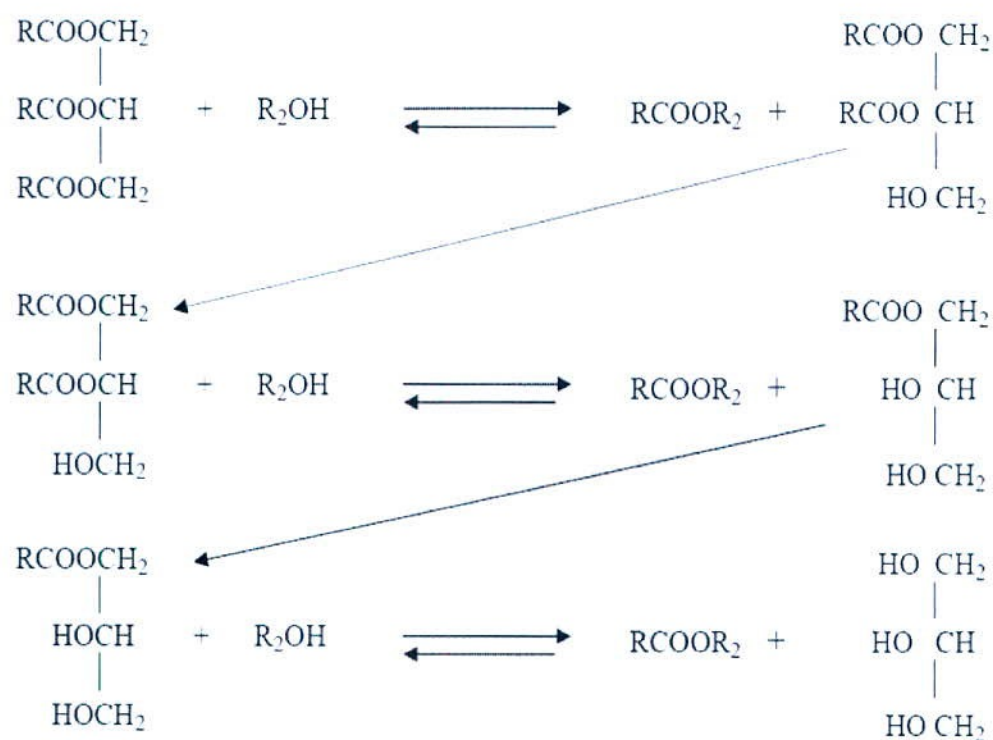


Figura 2. Alcohólisis de triglicéridos.

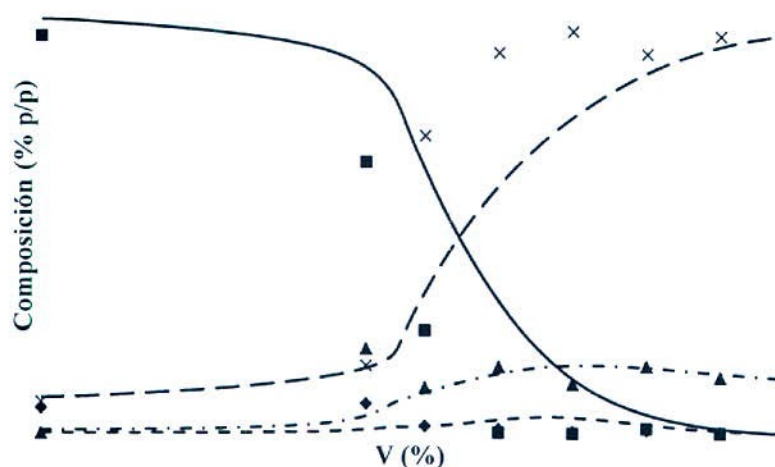


Figura 3. Perfiles para la composición de la fase rica en ésteres metílicos en la metanólisis del aceite de palma en un reactor de película líquida operado en contracorriente. Los datos corresponden a la reacción 1CC y se realizaron bajo las condiciones reportadas en la tabla 1. Datos experimentales: (■) EM (♦) MG (▲) DG (×) TG. Datos obtenidos con el modelo: (—) EM, (---) MG, (- · - ·) DG, (- - -) TG.

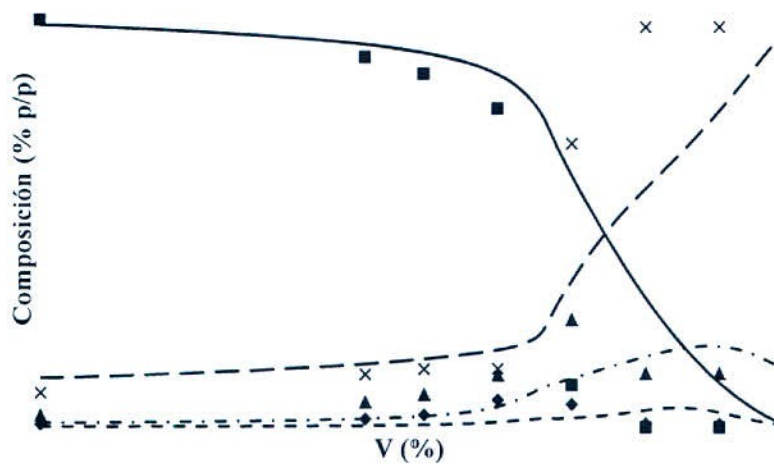


Figura 4. Perfiles para la composición de la fase rica en ésteres metílicos en la metanólisis del aceite de palma en un reactor de película líquida operado en contracorriente. Los datos corresponden a la 2CC y se realizaron bajo las condiciones reportadas en la tabla 1. Datos experimentales: (■) EM (♦) MG (▲) DG (x) TG. Datos obtenidos con el modelo: (—) EM, (- - -) MG, (- • - •) DG, (- - -) TG.

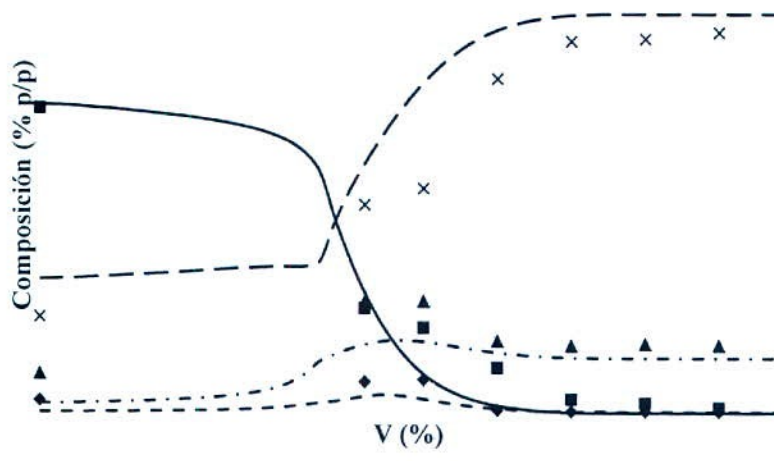


Figura 5. Perfiles para la composición de la fase rica en ésteres metílicos en la metanólisis del aceite de palma en un reactor de película líquida operado en contracorriente. Los datos corresponden a la 3CC y se realizaron bajo las condiciones reportadas en la tabla 1. Datos experimentales: (■) EM (♦) MG (▲) DG (x) TG. Datos obtenidos con el modelo: (—) EM, (- - -) MG, (- • - •) DG, (- - -) TG.

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800.176.089-2

- / -



RECIBO DE CAJA

No. 15 - 120124

Bogotá D.C., Noviembre 04 de 2015 - 16:24:42

RECIBIDO DE : UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA

NI 899.999.063

*** Soporte del Pago ***

TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR. PAGO
RECIBO DE CA	SIC ** RECIBO **	999999999	80207	17/07/2015	188.000.00

*** Conceptos Pagados ***

CANT. RENTISTICO	CONCEPTO	Vr.UNDITARIO	Vr.CONCEPTO
------------------	----------	--------------	-------------

1 50005-01-03 CAMBIO DE MODALIDAD Y MODIFICACIONES	157 N. CREACION MODIFICACIONES	132.000.00	132.000.00
	CAMBIO DE SOLICITANTE POR CE		\$132.000.00

=====

SON: **CIENTO TREINTA Y DOS MIL PESOS MONEDA CORRIENTE**

Responsable: _____

Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 13-016083- -00010-0000

Fecha: 2015-11-04 16:28:39 Dep. 2020 DIR NUEVASCR
Tra. 2 PATENTES Eve. 1 REGDEPOSITO
Act. 608 MODIFICASOLICIT Folios 17

Sede Centro: Carrera 13 No. 27 - 00 Pisos 3,4,5 y 10 Bogotá, D.C.- Colombia

Web: www.sic.gov.co e-mai: info@sic.gov.co Conmutador: (571) 5870000 Fax: (571) 5870284 Línea: 018000-910165 Call Center: (571) 6513240

, Noviembre 4 de 2015 - 16:24:43