



UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA

OFICINA JURÍDICA NACIONAL

OJN- 135

Bogotá D.C. 24/06/11

Doctor
José Luis Salazar López
Director Nuevas Creaciones (C)
Superintendencia de Industria y Comercio.
Bogotá

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 07-116822- -00004-0000

Fecha: 2011-06-24 15:27:51 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 2 PATENTES Eva: 1 REGDEPOSITO
Act. 444 RESPUESTAREQUE Folios: 12

Referencia: Radicación 07 116822
Oficio 08730, fijado en lista el 26 de mayo de 2011.
Respuesta a requerimiento del artículo 45 de la Decisión Andina 486.

Respetado Doctor Salazar:

En respuesta al oficio de la referencia, adjunto el documento corregido por el inventor Paulo Cesar Narváez mediante el cual se aclaran las inquietudes formuladas por su despacho sobre la patente de invención "*Proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuestos grasos empleando reactores de película líquida descendente*", por lo que de manera atenta manifiesto lo siguiente:

De la solicitud de Patente

Reivindicaciones

Reivindicación 1: Se eliminan las referencias a la figura 1, tal y como lo sugiere la Superintendencia de Industria y Comercio.

Reivindicación 6: Se elimina la expresión "preferentemente", y se modifica la redacción para que la reivindicación se limite a alcoholes primarios con un número de átomos de carbono 1 y 10.

Reivindicación 9: Se hace la modificación de la redacción así:
"*El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuestos grasos de las reivindicaciones 1 a 8, en donde el valor ácido del compuesto graso es inferior a 6 mgKOH/g*".

Descripción

Se realiza la modificación sugerida cambiando el orden de los numerales 5 y 6 en la sección descripción de los dibujos.

Los ejemplos 1 y 2 se modifican especificando que la relación alcohol a aceite es molar.

ciencia, tecnología e innovación para el país

Carrera 45 No. 26-85, EDIFICIO URIEL GUTIERREZ, 5º piso, Oficina 515
Telefax: (57-1) 316 5075 Conmutador: (57-1) 316 5000 Ext. 18167 Fax: 18167
Correo electrónico: ofijn_nal@unal.edu.co
Bogotá, D. C., Colombia, Sur América

En el ejemplo 2 se modifica aceite de palma por aceite de soya

Determinación del estado de la técnica

El análisis de los comentarios de la Superintendencia de Industria y Comercio se basa en los siguientes documentos:

D1: Narváez PC, Castañeda LZ, Rincón SM, Sánchez FJ y Torres J, Continuous process for the production of fatty acid methyl esters in a falling liquid liquid film reactor, resumen de una ponencia tipo poster presentada en ENPROMER 2005, por las personas que participaron en el proyecto de investigación y desarrollo tecnológico que permitió el desarrollo del proceso que se pide patentar.

D2: Connemann J, Krallman A y Foster E, Procedimiento para la producción continua de ésteres alquílicos C1 a C4 de ácidos grasos superiores, ES2081152, Publicada 16-02-1996.

Si bien en el primer documento de Narváez y colaboradores, que es producción de los peticionarios de la patente, se hace referencia a uso de un reactor de película líquida descendente para la producción de ésteres metílicos de ácidos grasos, en este se presentan resultados parciales de la evaluación de un reactor cuyas dimensiones permiten establecer la influencia de algunas variables de proceso, como la temperatura, la relación molar metanol al aceite y el porcentaje de catalizador, sobre la conversión. Los resultados que se presentan, específicamente las conversiones y productividades que se reportan en la tabla 1, están lejos de las requeridas para la producción industrial, que deben ser cercanas al 100% y a 3 para el caso de los ésteres metílicos (en las unidades reportadas en el artículo).

Además, no se hace referencia al carácter inventivo del proceso, que residen en la configuración interna del reactor de película líquida descendente, que es un empaque semi – estructurado compuesto por un haz de hilos metálicos que permite poner las fases reaccionantes en contacto sin agitación mecánica y en régimen de flujo laminar el área interfacial se crea sin dispersión, lo permite incrementar la velocidad de transferencia de masa, reduciendo así los tiempos de residencia en el reactor y en los equipos aguas abajo del reactor, ya que al no haber mezclado se reduce la posibilidad de formar emulsiones y geles, dentro de las condiciones de operación establecidos en la patente. Así, en la etapa de reacción ocurre un proceso de extracción reactiva en paralelo. El mismo reactor de película líquida descendente se utiliza para la extracción del catalizador (por lo tanto es un extractor de película líquida descendente), y entonces, nuevamente, el carácter inventivo reside en la configuración interna, que permite la creación de área interfacial sin necesidad de agitación lo que incrementa la eficiencia de la separación y reduciendo el tiempo de residencia en el extractor. En el proceso presupuesto no se usan agitadores mecánicos, ni en la reacción de esterificación, ni en los procesos de separación.

Este factor, la eliminación de agitación mecánica, estática o dinámica, constituye el principal carácter inventivo del proceso que se pide patentar. Las etapas de reacción y de separación que se presentan en la patente de Connemann y colaboradores, son totalmente diferentes ya que:

- Previo a la reacción, el aceite y la solución de catalizador se mezclan estática o dinámicamente, y luego se alimentan al reactor, que en el caso de la patente se describe como una comuna vertical de destilación. En la petición, la solución y el aceite no se mezclan y se ponen en contacto en un reactor de película líquida descendente, que constituye un sistema de reacción – separación líquido – líquido, en donde las bases fluyen en paralelo y flujo laminar.
- Luego de esta primera etapa de reacción hay una segunda etapa de reacción que se lleva a cabo en un reactor con agitación. En el caso de la petición, si se requiere una segunda etapa de reacción, si bien existe una etapa de separación en un separador bifásico horizontal, la segunda etapa se hace un reactor de película líquida descendente en donde, se alimenta metanol fresco, sin mezclarlo con fase oleosa. Nuevamente, en este reactor no hay mezclado, porque el área interfacial se crea por

medio del empaque semi- estructurado, y no usando mezcladores estáticos o dinámicos.

- Para las etapas de separación Connemann y colaboradores mencionan el uso de separadores de disco, que no se incluyen en la petición de patente. Por otra parte, si bien mencionan el lavado del producto de la reacción, este se hace con una solución alcalina con un pH entre 8 y 10. En el caso del proceso que se pide patentar, el lavado se hace con agua, y no en separadores de disco sino en un equipo similar al reactor de película líquida descendente, en donde, nuevamente, el área de contacto se crea mediante el empaque semi-estructurado, lo que facilita el proceso de separación posterior que se hace un separador bifásico horizontal o vertical.

En conclusión, el estado de la técnica D1 presenta algunos resultados de la evaluación del reactor que se empleará en el proceso que se pide patentar, pero no hace referencia al proceso ni al principal carácter inventivo del mismo, que es la aplicación de una técnica de generación de área de transferencia sin dispersión, lo que incrementa la velocidad de transferencia de masa y permite separar el glicerol tan pronto como se forma, incrementando la conversión y el rendimiento. Además, facilita las operaciones de separación y purificación. Las conversiones y productividades reportadas en D1, distan de las necesarias para la implementación a nivel industrial.

Las etapas de separación y los equipos de reacción se utilizan en el estado de la técnica D2, son diferentes a los que se usan en el proceso que se pide patentar, y por lo tanto, el proceso no corresponde a la unión de los reportados en D1 y D2. En las etapas de separación del proceso a patentar, se usa el reactor de la película líquida descendente para poner en contacto el agua y la fase oleosa sin necesidad de dispersión, y si bien son necesarios separadores de fases por decantación luego de la etapa de lavado, el estado de la técnica D2 hace uso de separadores de disco, los cuales no se emplean en el proceso a patentar.

Cordialmente,



Paola Tibaduiza Mariño
Abogada

Anexo lo anunciado en 10 folios.

Reparto 2985-2007. Paola Tibaduiza

PROCESO CONTINUO PARA LA PRODUCCIÓN DE ALQUIL ÉSTERES DE COMPUESTOS GRASOS EMPLEANDO REACTORES DE PELÍCULA LÍQUIDA DESCENDENTE

RESUMEN

La invención corresponde a un proceso continuo para la producción de alquil ésteres de ácidos grasos por la reacción entre un compuesto graso y el alcohol correspondiente, en presencia de un catalizador alcalino soluble en el alcohol. Para facilitar la transferencia de masa se usa un reactor de película líquida descendente, dispositivo de transferencia de masa que permite crear área de transferencia sin dispersar una de las fases dentro de la otra, con lo cual se aprovechan las ventajas de los catalizadores alcalinos homogéneos y se reducen los problemas de separación asociados a este tipo de catalizadores, en especial para materias primas con contenidos de agua y ácidos grasos libres elevados. Un equipo similar se emplea para la operación de lavado.

SECTOR TECNOLÓGICO DE LA INVENCION

Esta invención está relacionada con un proceso de producción continua de alquil ésteres de compuestos grasos, oleoquímicos con diversas aplicaciones, entre las que se destacan su uso como combustible (biodiésel), y como materia prima para la producción de surfactantes aniónicos (α -metil ésteres sulfonatos de sodio).

DESCRIPCIÓN

ANTECEDENTES

Los fundamentos de la producción de alquil ésteres de ácidos grasos fueron desarrollados en la década de 1940 y se describen en un conjunto de patentes de E. I. Du Pont y Colgate Palmolive. En los últimos años la producción de alquil ésteres de compuestos grasos, en especial metil y etil ésteres, han concentrado la atención de los gobiernos como consecuencia de su potencial como combustible que puede reemplazar total o parcialmente el diésel de origen petroquímico, y se han construido instalaciones para su producción alrededor del mundo, especialmente en Europa y Estados Unidos.

Los procesos más usados a nivel mundial emplean catalizadores alcalinos homogéneos, NaOH y KOH, por su alta actividad catalítica y bajo costo. 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, lo que disminuye la rentabilidad del proceso, afectada en un gran porcentaje por el costo de las materias primas, que constituyen el 85% de los costos de producción.

Para solucionar este inconveniente se han buscado catalizadores ácidos y básicos heterogéneos (US Pat. No. 5,525,126), y enzimas (US Pat. No. 5,713,965), así como procesos que emplean co-solventes (US Pat. No. 6,642,399 B2) o cuyas condiciones de operación, temperatura y presión, son supercríticas para el alcohol (US Pat. No. 6,187,939). Algunos catalizadores se mencionan en *Renew. Sustain. Energy Rev.*, 10: 248-260 (2006)

En los procesos que emplean catalizadores alcalinos solubles en el alcohol se usan reactores de tanque agitado para poner en contacto las fases reaccionantes (US Pat. No. 2,360,844): 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 la condición es que el régimen de flujo sea turbulento, números de Reynolds superiores a 2,300, aunque para una aplicación segura se recomienda mayor a 10,000 (US Pat. 5,514,820), con lo cual se evita la segregación de las fases reaccionantes dentro del reactor.

La sinergia entre la formación de jabones por la reacción entre el catalizador y los ácidos grasos libres, y la agitación requerida para que haya una buena área de transferencia de masa, genera emulsiones y geles que prolongan los tiempos de residencia en los equipos aguas debajo de los reactores, dificultan las etapas de separación, aumentan la pérdida de productos y la necesidad de reprocesamiento, y disminuyen la productividad.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LA INVENCION

Para aprovechar las ventajas de los catalizadores alcalinos homogéneos, alta actividad catalítica y bajo costo, en esta invención se presenta un proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuestos grasos usando un reactor de película líquida descendente, que es un dispositivo de transferencia de masa que permite crear área de contacto entre las fases reaccionantes sin dispersar una fase dentro de la otra,

con lo cual se reducen los tiempos de residencia en el reactor y en el separador aguas abajo del reactor. 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 la invención, se usa un equipo similar para extraer el catalizador remanente en la fase oleosa, extractor de película líquido líquido, en el que se pone en contacto con agua sin dispersar una de las fases dentro de la otra, lo que evita la formación de emulsiones, reduce el tiempo de residencia en el separador que se encuentra aguas abajo del extractor y disminuye la cantidad de producto arrastrado por la fase acuosa.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

En esta invención, se prepara la solución del catalizador y el alcohol (fase alcohólica), con una concentración tal que el porcentaje del flujo másico de catalizador con respecto al flujo de aceite o grasa (fase oleosa) esté entre el 0.50% y el 1.25% en peso (4 en la Figura 1). El compuesto graso y la solución de catalizador en el alcohol se calientan en intercambiadores de calor (5 y 6 respectivamente en la Figura 1), a una temperatura que depende del alcohol que se emplee. Las dos corrientes se alimentan por tuberías independientes al reactor y se controla el flujo, tal que la relación molar alcohol a aceite esté entre 4.5:1 y 12:1.

El reactor de película líquida descendente (7 en la Figura 1), es un tubo cilíndrico vertical, empacado con un haz de fibras metálicas o poliméricas alineadas axialmente soportado en un cabezal en donde se encuentran las boquillas de alimentación de cada una de las fases. El número de fibras depende de la relación de flujo de materias primas a área de soporte, y en conjunto con la condición de régimen de flujo laminar a la entrada del reactor para la corriente del compuesto graso, número de Reynolds inferior a 2,300, determinan el diámetro del reactor.

De acuerdo con el material de las fibras y la forma en que se opere el reactor, una de las fases fluye sobre las fibras y la otra fluye sobre ella. El alcohol y la especie catalíticamente activa se difunden hacia la fase oleosa en donde se da la reacción en la interfase. La glicerina formada se difunde a la fase alcohólica y el alquil éster a la fase oleosa. El que la glicerina se separe rápidamente de la fase oleosa y el carácter reversible de la reacción, hacen que la reacción se desplace hacia los productos, lo

cual es una ventaja comparada con los procesos en los que se dispersa una fase dentro de la otra, en donde hay una limitación por la presencia de la glicerina.

La longitud del reactor se obtiene de la cinética y de la velocidad de transferencia de masa. El tiempo de residencia en el reactor para una conversión superior al 98% está entre 2 y 15 minutos para el aceite o la grasa, y entre 3 y 25 minutos para la fase alcohólica. La productividad del reactor es hasta de 11 m³ de ésteres metílicos por hora y por m³ de reactor, entre 10 y 18 veces la productividad de los procesos por lotes y 1.7 veces la productividad de los procesos por destilación reactiva. El aumento de la productividad es una consecuencia de la disminución de los tiempos de residencia, típicamente de 60 a 90 minutos para los procesos por lotes o continuos. En algunos casos es necesaria una etapa adicional de reacción posterior a la separación de la fase alcohólica en un separador bifásico, la cual se realiza en otro reactor de película líquida descendente. La temperatura de reacción está limitada por la temperatura de ebullición del alcohol que se emplee y por la presión de operación del reactor.

Las dos fases líquidas que salen del reactor se separan en un separador bifásico horizontal (8 en la Figura 1), en donde el tiempo de residencia está entre 2 y 30 minutos, gracias a que en el reactor no se dispersó una fase dentro de la otra. En otros procesos se establece un tiempo de separación de entre 15 minutos y 2 horas. La temperatura de separación depende de la temperatura de reacción y de la presión de operación del separador.

Para que no se presente disminución en la concentración de alquil ésteres a la salida del reactor, el contenido de agua debe ser inferior a 0.9% en peso con respecto al alcohol, y el valor ácido del compuesto graso hasta 6 mg KOH/g,

La fase oleosa que sale del reactor se lleva a un extractor líquido líquido (12 en la Figura 1), cuya configuración es similar a la del reactor, es decir, un tubo vertical con un haz de hilos metálicos alineados axialmente en su interior, en donde se pone en contacto con agua en relación de flujo másico fase oleosa a agua entre 2:1 y 5:1, para extraer el catalizador. En algunos casos es necesario un intercambiador de calor para incrementar entre 5°C y 10°C la temperatura de la fase oleosa (9 en la Figura 1), con lo cual mejoran las etapas de extracción y separación.

El agua se precalienta a la temperatura de la fase oleosa (11 en la Figura 1), la cual depende del alcohol que se esté usando y de la presión de operación del extractor. El porcentaje en peso de catalizador en la fase oleosa se reduce de 0.02% a 0.006%, y el contenido de agua en la fase oleosa es máximo 0.25% en peso. Los jabones formados por los ácidos grasos libres y el catalizador también son extraídos por el agua, ya que son solubles en ella. El diámetro del extractor depende del flujo de la fase oleosa y de la relación de esta fase a agua, así como del número de fibras, que a su vez es función de la relación flujo de materias primas a área de soporte. La longitud del extractor depende de la concentración inicial de catalizador en la fase oleosa y de la concentración final, así como de la velocidad de transferencia de masa. El tiempo de residencia en el extractor está entre 1 y 10 minutos para la fase oleosa y es hasta de 20 minutos para el agua.

Las corrientes efluentes del extractor se separan en un separador bifásico horizontal (13 en la Figura 1), y el tiempo de residencia en el separador está entre 5 y 30 minutos.

DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

La figura 1 muestra el diagrama de proceso objeto de esta invención, cuando se usa un solo reactor de película líquida descendente, en donde:

1. Almacenamiento del compuesto graso.
2. Almacenamiento de alcohol.
3. Almacenamiento de catalizador
4. Preparación de la solución de catalizador en el alcohol.
5. Calentamiento del compuesto graso.
6. Calentamiento de la solución de catalizador en el alcohol.
7. Alcohólisis del compuesto graso en un reactor de película líquida descendente.
8. Decantación (separación de las dos fases líquidas).
9. Calentamiento de la fase oleosa (opcional).
10. Almacenamiento de agua de proceso.
11. Calentamiento del agua de proceso.
12. Extracción de catalizador en un extractor de película líquida descendente.
13. Decantación (separación de las dos fases líquidas).
14. Alquil éster a purificación.
15. Agua a tratamiento.

16. Mezcla alcohol glicerina a separación y purificación.

EJEMPLO 1

Producción de ésteres metílicos de aceite de palma

En un sistema de reacción a nivel de banco se alimentó aceite de palma refinado, blanqueado y desodorizado (RBD) a un reactor de película líquida descendente (flujo másico por unidad de área de reactor entre 6,000 y 17,000 kg/m²h). La temperatura de alimentación del aceite fue entre 50°C y 60°C. Se preparó una solución de hidróxido de sodio en metanol con una fracción másica de NaOH 0.032 y se calentó a 55°C y se alimentó al reactor con un flujo correspondiente a una relación molar metanol a aceite de palma 6:1 (flujo de solución por unidad de área de reactor entre 1,300 y 4,000 kg/m²h). Para un tiempo de residencia en el reactor de película líquida descendente para la fase oleosa entre 2 y 5 minutos, la conversión a la salida del reactor fue mínimo del 95% y la productividad máxima en el reactor de aproximadamente 11 m³ de ésteres metílicos por m³ de reactor y por hora. Los números de Reynolds a la entrada del reactor fueron 25 para el aceite y 30 para el metanol. Después de un periodo de separación de 8 minutos a 60°C en un separador bifásico, la conversión fue superior al 98%. La fase oleosa (flujo másico por unidad de área de reactor entre 6,000 y 19,000 kg/m²h), con un contenido de NaOH de 0.2% en peso, se llevó a un extractor de película líquida descendente a una temperatura entre 50°C y 55°C, y se puso en contacto con agua con una relación másica entre 2:1 y 5:1. El tiempo de residencia para la fase oleosa en el extractor fue entre 2 minutos y 5 minutos. El contenido de NaOH en la fase oleosa después de un periodo de separación de 10 minutos fue 0.006% en peso.

EJEMPLO 2

Producción de ésteres etílico de aceite de soya

En un sistema de reacción a nivel de banco se alimentó aceite de soya RBD a un reactor de película líquida descendente (flujo másico por unidad de área de reactor entre 6,000 y 17,000 kg/m²h). La temperatura de alimentación del aceite fue 70°C y 80°C. Se preparó una solución de hidróxido de sodio en etanol con una fracción másica de NaOH 0.042 y se se llevó a una temperatura entre 70°C y 80°C. La relación molar etanol a aceite de soya fue 5.5:1 (flujo de solución por unidad de área

de reactor entre 1,300 y 4,000 kg/m²h). Para un tiempo de residencia en el reactor de película líquida descendente entre 2 y 5 minutos para la fase oleosa la conversión a la salida del reactor fue superior al 80%. Los números de Reynolds a la entrada del reactor fueron 70 para el aceite y 27 para el etanol. Después de un periodo de separación de 5 minutos a temperatura entre 70°C y 80°C en un separador bifásico, la conversión fue superior al 85%. La fase oleosa se llevó a un segundo reactor de película líquida descendente, en donde se alimentó la solución de catalizador en etanol con una relación molar 4.5:1. El tiempo de residencia para la fase oleosa en el segundo reactor fue de hasta 2 minutos. Los flujos máscicos por unidad de área de reactor y los números de Reynolds fueron similares a los del primer reactor. A la salida del segundo reactor la conversión fue superior al 95%. Después de un periodo de separación de 5 minutos en un segundo separador bifásico, la conversión fue superior al 98%. La fase oleosa con una concentración de NaOH 0.03% (flujo máscico por unidad de área de reactor entre 6,000 y 19,000 kg/m²h) se llevó a un extractor de película líquida descendente a temperatura entre 70°C y 80°C y se puso en contacto con agua. El tiempo de residencia para la fase oleosa en el extractor fue entre 1 y 3 minutos. La relación máscica fase oleosa a agua en el extractor fue entre 2:1 y 5:1. El contenido de NaOH en la fase oleosa después de un periodo de separación de 5 minutos fue 0.004% en peso.

REIVENDICACIONES

1. Un proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuestos grasos que comprende:
 - a) Preparar una solución de un catalizador alcalino en un alcohol.
 - b) Calentar la solución del catalizador en el alcohol hasta la temperatura de reacción, en un intercambiador de calor.
 - c) Calentar el compuesto graso hasta la temperatura de reacción en un intercambiador de calor.
 - d) Alimentar de forma independiente a un reactor de película líquida descendente la corriente de solución y la de compuesto graso.
 - e) La reacción de alcoholisis de un compuesto graso en uno o dos reactores de película líquida descendente. En el caso de emplear dos reactores hay una etapa intermedia de separación de las fases reaccionantes entre el primer y el segundo reactor, en donde se emplea un separador bifásico horizontal.

- f) Separar por decantación las fases que salen del o de los reactores en uno o en dos separadores bifásicos horizontales.
 - g) Calentar la fase oleosa efluente del separador bifásico 8 hasta la temperatura de operación del extractor líquido líquido.
 - h) Calentar el agua con la que se extrae el catalizador hasta la temperatura de operación del extractor 12, en un intercambiador de calor.
 - i) Extraer el catalizador presente en la fase oleosa en el extractor de película líquida descendente, poniendo la fase oleosa en contacto con agua.
 - j) Separar por decantación las fases que salen del extractor 12, en un separador bifásico horizontal.
2. El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuestos grasos de la reivindicación 1, en donde el tiempo de residencia en el o en los reactores de película líquida descendente es hasta 15 minutos para la fase oleosa y hasta 25 minutos para la fase alcohólica.
 3. El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuestos grasos de la reivindicación 1 y 2, en donde el número de Reynolds en los reactores de película líquida descendente y en el extractor de película líquida descendente es inferior a 2,300.
 4. El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuestos grasos de la reivindicación 1, 2 y 3, en donde el tiempo de residencia en los separadores bifásicos horizontales es hasta 30 minutos.
 5. El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuesto grasos de las reivindicaciones 1 a 4, en donde la concentración de la solución de catalizador en el alcohol es tal que el flujo másico de catalizador en el reactor de película líquida descendente es de hasta el 1.25% en peso del flujo de compuesto graso.
 6. El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuestos grasos de las reivindicaciones 1 a 5, en donde se utiliza un alcohol primario con número de átomos de carbono entre 1 y 10.
 7. El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuestos grasos de las reivindicaciones 1 a 6, en donde el catalizador se selecciona entre hidróxido de sodio, hidróxido de potasio y mezclas de estos.

8. El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuestos grasos de las reivindicaciones 1 a 7, en donde el compuesto graso se selecciona de un grupo en el que se incluyen sebo, aceite de palma, aceite de soya, aceite palmiste, aceite de colza, aceite de cánola, aceite de higuera y aceite de girasol.
9. El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuestos grasos de las reivindicaciones 1 a 8, en donde el valor ácido del compuesto graso es inferior a 6 mgKOH/g.
10. El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuestos grasos de las reivindicaciones 1 a 9, en donde el contenido de agua total en las materias primas es inferior al 0.9% en peso con respecto al alcohol.
11. El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuestos grasos de las reivindicaciones 1 a 10, en donde la relación molar de flujo de alcohol a flujo de aceite es hasta 12:1.
12. El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuestos grasos de las reivindicaciones 1 a 11, en donde la temperatura de reacción es hasta 150°C.
13. El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuesto grasos de las reivindicaciones 1 a 12, en donde la relación de flujo másica de fase oleosa a flujo de agua es hasta 5: 1.
14. El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuesto grasos de las reivindicaciones 1 a 13, en donde la temperatura de la etapa de lavado con agua es hasta 90°C.
15. El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuesto grasos de las reivindicaciones 1 a 14, en donde el tiempo de residencia en los separadores bifásicos horizontales es hasta 30 minutos.
16. El proceso continuo para la producción de alquil ésteres de compuesto grasos de las reivindicaciones 1 a 15, en donde el tiempo de residencia en el extractor de película líquida descendente es hasta 10 minutos para la fase oleosa y hasta 20 minutos para la fase acuosa.

FIGURA 1

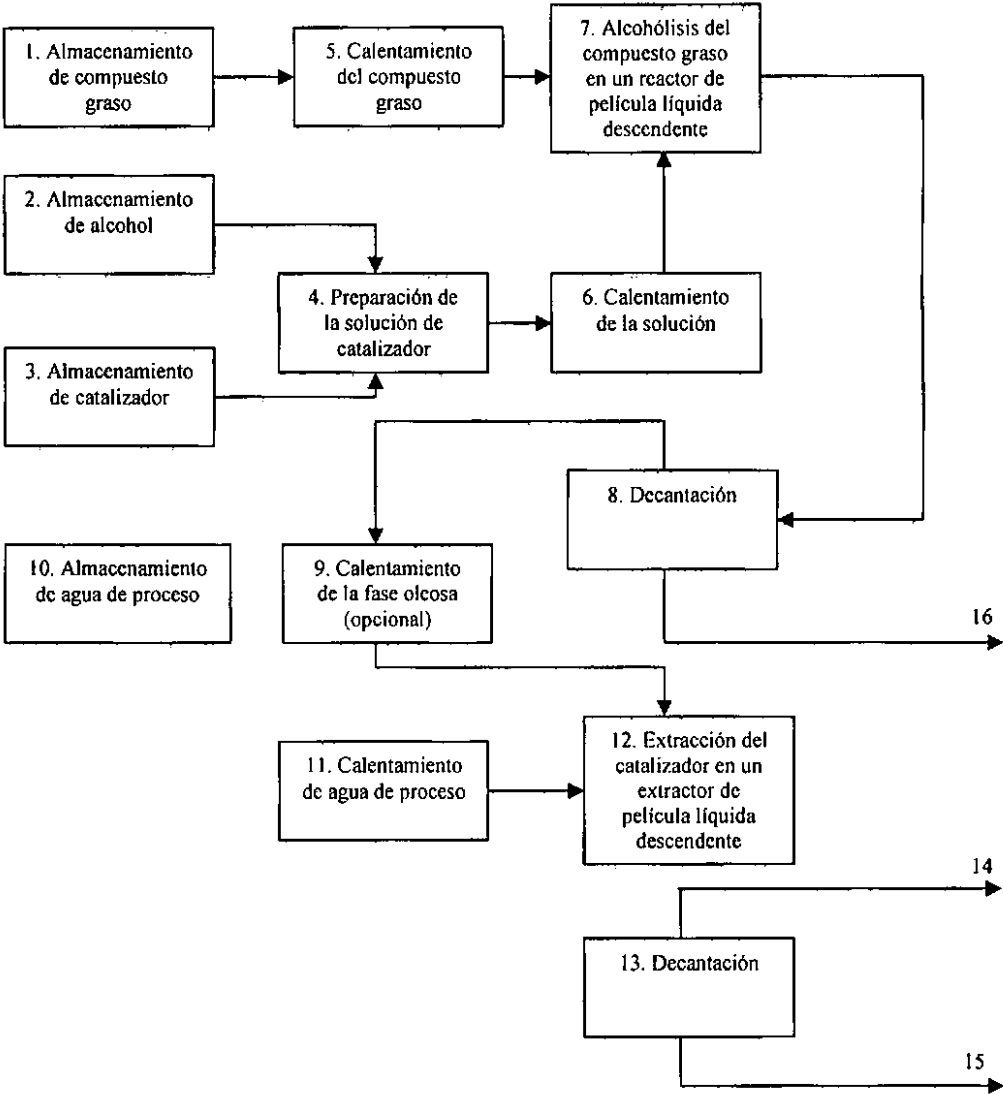


FIGURA 1