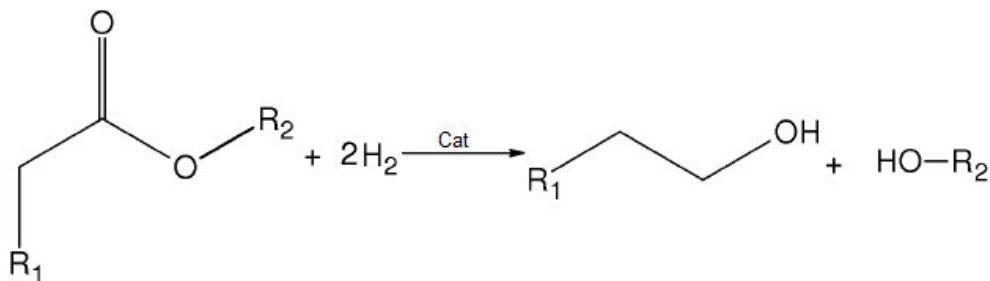


### Proceso y planta para producir alcoholes grasos

La presente invención se refiere a un proceso y una planta para producir alcoholes grasos a partir una mezcla de reacción que contiene al menos un éster de ácido graso y al menos un ácido graso libre, en la que el al menos un éster de ácido graso se hidrogena con hidrógeno dando al menos un alcohol graso, en la que la hidrogenación se efectúa en un catalizador a una temperatura de 150 a 300 °C y una presión de 5 a 25 MPa.

Los alcoholes grasos son principalmente alcoholes terminales monofuncionales lineales con radicales alquilo con una longitud de cadena de 8 a 18 átomos de C. En general, los alcoholes grasos se obtienen de materiales de partida renovables mediante hidrogenación de los ésteres correspondientes, en particular de los ésteres metílicos, de ácidos grasos o mezclas de ácidos grasos. Este proceso de producción para los alcoholes grasos se describe, por ejemplo, en "*Ullmanns Enzyklopädie der Technischen Chemie*", tercera edición, vol. 7, página 440 y siguientes. Tal reacción catalizada avanza según el siguiente esquema de reacción:



Debido a su producción, una esterificación de los ácidos grasos libres, los ésteres de ácido graso usados como eductos todavía contienen cantidades residuales de ácidos grasos libres. El contenido de ácidos grasos li-  
5 bres puede determinarse por valoración por el consumo del agente de valoración alcalino hidróxido potásico (KOH). Su consumo en mg basados en la cantidad de éster de ácido graso usada proporciona el llamado índice de acidez en la unidad mg (KOH)/g (éster de ácido graso). La pureza téc-  
10 nica de los ésteres de ácido graso se encuentra en el intervalo de un índice de acidez de 0.5 a 1.0 mg (KOH)/g (éster de ácido graso).

El documento US 6,187,974 describe un proceso para producir alcoholes grasos a partir de aceites láuricos. Los aceites láuricos son los aceites vegetales aceite de  
15 coco y aceite de semilla de palma, ya que tienen un alto contenido de ácido láurico. El ácido láurico derivado del alcano n-dodecano se desacidifica y en una etapa de transesterificación básicamente catalizada se convierte pos-  
20 teriormente con metanol en el éster metílico de ácido graso correspondiente y se purifica. El éster metílico de ácido graso purificado se somete a una hidrogenación selectiva, de manera que se obtienen los alcoholes grasos correspondientes.

25 Este proceso y procesos de hidrogenación similares tienen en común que el catalizador presenta una actividad de catalizador decreciente en el transcurso del proceso.

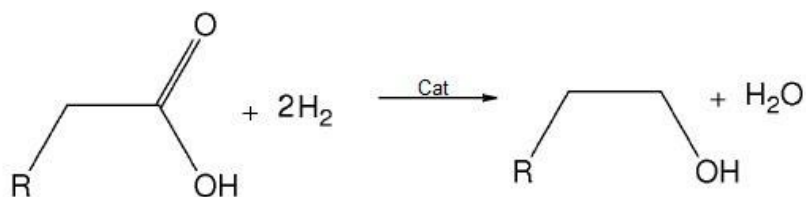
Una actividad reducida tal conduce al hecho de que el tiempo de residencia de los ésteres de ácido graso en el reactor debe prolongarse perceptiblemente para lograr  
30 altas conversiones, o en absoluto se alcanzan ya conver-

siones completas. En particular, en operación a escala industrial, surge el problema de que el catalizador debe sustituirse frecuentemente, que por una parte implica altos costes para un nuevo catalizador o para la regeneración de catalizador y, por otra parte, produce largos periodos de parada de la planta.

Por tanto, es el objetivo de la presente invención proporcionar un proceso con el que el catalizador para la hidrogenación de los ésteres de ácido graso siga establemente activo durante un periodo prolongado.

Este objetivo se resuelve por un proceso con las características de la reivindicación 1. En el proceso, una mezcla de reacción que contiene al menos un éster de ácido graso y al menos un ácido graso libre no esterificado se hidrogena dando los alcoholes grasos correspondientes en un catalizador. La hidrogenación se efectúa a una temperatura de 150 a 300 °C y una presión de 5 a 30 MPa. Según la invención, la cantidad de ácidos grasos libres contenida en la mezcla de reacción se reduce antes de la hidrogenación, por lo que pueden lograrse vidas útiles más largas del catalizador y un rendimiento mejorado con respecto a los alcoholes grasos.

La invención se basa en el hallazgo de que los ácidos grasos libres contenidos en la mezcla se convierten asimismo en principio en los alcoholes correspondientes según la siguiente reacción



con  $R = C_nH_{2n+1}$  con  $n = 7 - 17$ ,

pero mientras que estén contenidos en el sistema, ocupan y bloquean los centros de actividad libres del catalizador usado.

5           En particular, cuando la hidrogenación se efectúa a una temperatura entre 170 y 220 °C y/o a una presión de 5 a 10 MPa, este efecto es decisivo para las cifras de conversión resultantes, ya que bajo estas condiciones la conversión de los ácidos grasos libres se efectúa a una  
10           tasa perceptiblemente ralentizada y los ácidos grasos libres así están presentes en el sistema durante un tiempo correspondientemente largo.

          El efecto previamente observado que en los experimentos de hidrogenación en el intervalo de presión media  
15           se produce una reducción distinta de la actividad catalítica del catalizador heterogéneamente introducido en la mezcla de reacción y un aumento de la manifestación de la llamada lixiviación de catalizador, es decir, una descarga de los centros activos, puede prevenirse reduciendo la  
20           cantidad de ácidos grasos libres contenida en la mezcla de reacción. Así, una síntesis a presión media de alcoholes grasos también puede llevarse a cabo sin un aumento del consumo de catalizador y con costes de proceso similares referentes a la operación continua. Esto es de interés económico en particular debido a que los costes de  
25           inversión para una planta tal son perceptiblemente más bajos que para las plantas de alta presión, ya que no todas las secciones de la planta deben diseñarse para el intervalo de alta presión. Los cálculos revelan un ahorro  
30           de aproximadamente el 15-20 % en los costes de inversión

para una planta de tamaño medio con una capacidad de producción de 100 kt/a.

En particular, cuando el catalizador está presente en forma sólida, se requiere una eliminación al menos parcial de los ácidos grasos libres contenidos en la mezcla de reacción, ya que en el caso de un sistema de catalizador sólido estos ácidos grasos ocupan temporalmente las superficies catalíticas durante un largo tiempo y así se produce una actividad de catalizador reducida.

Preferentemente, el catalizador usado es un catalizador metálico, particularmente preferentemente un catalizador basado en cobre, preferentemente basado en cromito de cobre. Un catalizador que contiene cobre tiene la ventaja de que convierte los ésteres de ácido graso en alcoholes grasos con gran selectividad a un alto rendimiento espacio/tiempo. Se prefieren particularmente los catalizadores basados en cobre y cromito de cobre con dopajes variables de hierro o manganeso. Las propiedades corrosivas de los ácidos grasos libres demuestran ser particularmente fuertes cuando se usan catalizadores metálicos, en particular cuando se usan catalizadores que contienen cobre. En experimentos de laboratorio se encuentra que la degradación de la superficie metálica avanza tan fuertemente que cuando se usa un catalizador que contiene cobre, tal degradación incluso llega a ser visualmente visible en el producto de reacción en forma de una decoloración de color cobre rojizo. En particular, si se usa un catalizador metálico, los ácidos grasos libres, por tanto, deben eliminarse o neutralizarse al menos parcialmente antes de la hidrogenación real en la

forma según la invención, con el fin de lograr cifras de conversión aceptables.

Además, se encontró que era particularmente favorable reducir la cantidad de ácidos grasos libres contenida en la mezcla de reacción a un índice de acidez de  $\leq 0.1$  mg (KOH)/g (éster de ácido graso). El índice de acidez, por consiguiente, es tan bajo que el efecto descrito, concretamente la ocupación de centros catalíticos activos, puede excluirse prácticamente completamente.

La reducción de la cantidad de ácidos grasos libres contenida en la mezcla de reacción puede lograrse añadiendo una base. Formando las sales correspondientes, pueden eliminarse los ácidos grasos libres en forma de sus jabones y puede reducirse perceptiblemente la cantidad de grupos ácidos presente en la mezcla de reacción.

Como base, preferentemente se usan NaOH o KOH, ya que estas bases son sustancias disponibles a bajo coste, que tienen una basicidad alta tal que prácticamente se produce una reacción de neutralización completa.

Tal neutralización va seguida de una separación de los jabones, un lavado en agua preferentemente efectuado en una columna, y secado.

Además, la cantidad de ácidos grasos libres contenida en la mezcla de reacción puede reducirse usando un intercambiador iónico. Esto tiene la ventaja de que se reduce el número de grupos ácidos que dañan el catalizador sin formarse sales en la mezcla de reacción. En principio, se emplean intercambiadores aniónicos básicos en su forma  $\text{OH}^-$ , que es por lo que durante el intercambio simplemente se libera una cantidad de agua correspondiente a la concentración de ácido graso dando el éster de

ácido graso que va a tratarse. Los ácidos grasos se retienen en el intercambiador iónico.

Un aspecto ventajoso de la invención proporciona usar éster metílico de ácido graso como éster de ácido graso, ya que el alcohol de cadena corta resultante metanol puede separarse fácilmente. A escala industrial, se producen ésteres metílicos de ácido graso casi exclusivamente por transesterificación de triglicéridos con metanol. Además de los ésteres metílicos de ácido graso, las materias primas para el proceso de hidrogenación según la invención al mismo grado también son ésteres de ácido graso de los alcoholes grasos (llamados ésteres de cera). En principio, sin embargo, también son concebibles otros ésteres de ácido graso, en particular ésteres de alcoholes de cadena corta tales como etanol o propanol.

Cuando se usan ésteres metílicos de ácido graso, se obtiene metanol durante su hidrogenación, además del alcohol graso correspondiente. Cuando la presión del producto de reacción (alcohol graso) en la salida del reactor se reduce a un valor por debajo de la presión parcial del metanol a la temperatura respectiva que existe en el reactor, la cantidad residual de metanol que queda en la corriente de producto puede evaporarse y puede obtenerse un producto casi libre de metanol.

La invención también comprende además una planta para producir alcoholes grasos a partir de una mezcla de reacción que contiene al menos un éster de ácido graso y al menos un ácido graso libre, preferentemente según el proceso descrito, con las características de la reivindicación 10. Tal planta proporciona un reactor para la hidrogenación de ésteres de ácido graso en un catalizador a

una temperatura de 150 a 250 °C y una presión de 5 a 30 MPa. El reactor también incluye un dispositivo de introducción de gas para introducir hidrógeno. Según la invención, la planta comprende un medio para reducir la cantidad de ácidos grasos libres contenida en la mezcla de reacción antes de la hidrogenación. Con una disposición de planta tal, puede prevenirse de forma fiable que la actividad catalítica del catalizador se reduzca fuertemente por los ácidos grasos libres existentes.

En un aspecto preferido de la invención, el reactor está diseñado para una hidrogenación a una temperatura de 170 a 220 °C y una presión de 5 a 10 MPa. Tal diseño tiene la ventaja de que los costes de inversión para una planta para producir alcoholes grasos son perceptiblemente más bajos que en las plantas conocidas que se diseñan para el intervalo de presión alta de aproximadamente 20 a 25 MPa.

Además, se encontró que era particularmente favorable operar el reactor con una recirculación de hidrógeno. Así, es posible extraer los alcoholes de cadena corta (por ejemplo, metanol si se usan ésteres metílicos de ácido graso) obtenidos durante la hidrogenación, además de los alcoholes grasos, que debido a una transición de fase se desplazan de la fase líquida a la fase gaseosa, en forma gaseosa junto con el hidrógeno circulado.

Se prefiere particularmente proporcionar un sistema de refrigeración dentro de la recirculación del hidrógeno, de manera que aquí el alcohol de cadena corta extraído se condense y pueda descargarse del proceso. Desplazando el equilibrio químico, esto promueve a su vez además la producción de alcoholes grasos.

Preferentemente, la planta también incluye un dispositivo de medición en un recipiente aguas arriba del reactor, en un conducto aguas arriba del reactor o en el propio reactor, con el fin de determinar el índice de acidez en mg (KOH)/g (éster de ácido graso). El dispositivo de medición, por ejemplo, es un cromatógrafo de gases (CG) que opera *in situ* o un espectrómetro de infrarrojos, por ejemplo, para llevar a cabo NIT o NIR, en el que el índice de acidez se deduce del parámetro medido. Por el valor así determinado, puede controlarse un dispositivo dosificador para introducir una base o el tiempo de residencia en un intercambiador iónico de forma que el índice de acidez se reduzca a un valor de  $\leq 0.1$  mg (KOH)/g (éster de ácido graso).

En un aspecto preferido, la mezcla de reacción también se somete a arrastre antes de la hidrogenación, preferentemente después de reducir el contenido de los ácidos grasos libres en la mezcla de reacción. Así pueden evitarse pérdidas de actividad del catalizador debidas al agua contenida.

Características adicionales, ventajas y posibles aplicaciones de la invención pueden tomarse de la siguiente descripción del dibujo y las realizaciones a modo de ejemplo. Todas las características descritas y/o ilustradas forman la materia de la invención por sí misma o en cualquier combinación, independiente de su inclusión en las reivindicaciones o su referencia inversa.

En el dibujo:

La Fig. 1 muestra una planta según la invención para producir alcoholes grasos.

La Fig. 1 muestra una planta 1 según la invención para producir alcoholes grasos a partir de ésteres de ácido graso. Mediante el conducto 10, se pasa una mezcla de reacción que contiene al menos un éster de ácido graso, preferentemente éster metílico de ácido graso, y al menos un ácido graso libre, en un recipiente 11, antes de que se suministre a un reactor 20 para hidrogenar los ésteres de ácido graso. El recipiente 11 incluye un medio 12 por el que se reduce la cantidad del al menos un ácido graso libre contenido en la mezcla de reacción. En la presente configuración, esto es un intercambiador iónico, pero también puede ser un dispositivo para añadir una base. Los medios 12 no solo pueden proporcionarse en el recipiente 11, como se muestra, sino también en un conducto 10 o 14 aguas arriba del reactor 20 o directamente en conexión con el reactor 20.

El índice de acidez de la mezcla de reacción se determina por medio de un dispositivo de medición 13, en el que el índice de acidez de la mezcla de reacción antes de la hidrogenación debe ser aproximadamente  $\leq 0.1$  mg (KOH)/g (éster de ácido graso). Para lograr mejor entremezcla, el recipiente 11 puede agitarse.

Mediante el conducto 14, la mezcla de reacción con el índice de acidez reducido se suministra a un separador 15 en el que se reduce el contenido de agua de la mezcla de reacción. Un contenido de agua de  $> 100$  ppm no muestra escisión de éster distinta cuando se calienta el éster a  $220\text{ }^{\circ}\text{C}$ . En presencia de un catalizador de cobre, por ejemplo el catalizador CU860 (BASF, Cu sobre  $\text{SiO}_2$ ), este catalizador muestra una actividad distinta en la escisión de éster a una temperatura de  $220\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Mediante el conducto 15, la mezcla de reacción se introduce entonces en el reactor 20. El reactor 20 está diseñado como reactor discontinuo y favorablemente se agita con un agitador 21. Para la hidrogenación, que preferentemente está catalizada heterogéneamente, se efectúa particularmente preferentemente sobre un catalizador de cobre a temperaturas entre 170 y 220 °C y se suministra una presión de 5 a 10 MPa de hidrógeno. El suministro de hidrógeno se efectúa mediante los conductos 27 y 28 y un dispositivo de introducción de gas 29 en el reactor 20.

El propio hidrógeno circula mediante el conducto 24, un sistema de refrigeración 25 y los conductos 26 y 28. Esto tiene la ventaja de que los alcoholes de cadena corta, preferentemente el metanol, que se obtienen durante la hidrogenación y están parcialmente presentes en forma gaseosa, pueden ser extraídos junto con el hidrógeno mediante el conducto 24 y pueden suministrarse al sistema de refrigeración 25. Entonces, en el sistema de refrigeración 25, los alcoholes de cadena corta, en particular el metanol, condensan, de manera que el hidrógeno correspondientemente purificado puede ser guiado de nuevo al reactor 20 mediante los conductos 26 y 28 y el dispositivo de introducción de gas 29. Así, los alcoholes de cadena corta ya pueden eliminarse durante la reacción y la reacción avanza particularmente favorablemente. Cadena corta en el sentido de la solicitud se refiere a alcoholes con una longitud de cadena de no más de cinco átomos de C.

Después de completarse la reacción, el sistema puede despresurizarse en el reactor 20, de manera que si se usan ésteres metílicos de ácido graso, es decir, meta-

nol, los alcoholes de cadena corta obtenidos durante la reacción están presentes en forma gaseosa y pueden extraerse en forma gaseosa mediante el conducto 22. Mediante el conducto 23, se extraen los alcoholes grasos resultantes en forma líquida. La separación de los alcoholes se simplifica así perceptiblemente.

### **Ejemplos del experimento**

#### **Ejemplo 1**

Todos los experimentos se llevaron a cabo en una reacción discontinua en un autoclave agitado, en la que se empleó una relación catalizador/educto de 0.273 ml (catalizador)/ml (educto) o de 0.253 g (catalizador)/g (educto). La masa de catalizador y el volumen de catalizador se refieren a la forma seca sin reducir del catalizador de cobre usado del tipo CU860 (BASF) en forma extruïda. El volumen de educto se refiere a la densidad del material de partida a 15 °C. Antes del primer uso de catalizador para producir alcoholes grasos, el catalizador se sometió a un procedimiento de reducción, con el fin de ponerlo en el estado activo.

El material de partida usado fue un éster metílico de ácido graso de pureza técnica de la empresa BASF (nombre comercial Synative ES 8309®), que en la composición consistió principalmente en éster metílico de ácido láurico (aproximadamente el 75 %) y éster metílico de ácido mirístico (aproximadamente 20 %) y pequeñas cantidades de ésteres metílicos de ácido graso inferior y superior. La densidad de este producto comercial fue 860 kg/t a 15 °C. Se determinó que el índice de acidez del éster metílico de ácido graso usado era 0.6 mg (KOH)/g (éster metílico

de ácido graso). El contenido de humedad fue aproximadamente 300 ppm.

Para proporcionar un material de partida desacidificado para los experimentos comparativos, se trató el producto comercial anteriormente mencionado Synative ES 8309® con el intercambiador iónico Lewatit MP 62 (BASF), con el fin de lograr una reducción del índice de acidez a un valor de 0.1 mg (KOH)/g (éster metílico de ácido graso). Por un proceso de lavado aguas abajo para eliminar el agua de reacción con nitrógeno, se obtiene un contenido de humedad de aproximadamente 100 a 150 ppm.

El proceso de hidrogenación se llevó a cabo durante siete horas a 200 °C y una presión de hidrógeno de 7.5 MPa, en el que se tomó una muestra de cada mezcla de reacción después de 4 y después de 7 horas.

El Ejemplo 1 reveló que en los ésteres metílicos de ácido graso no tratados se necesita perceptiblemente más tiempo hasta que se logra una actividad de catalizador estacionaria, es decir, uniforme de un catalizador previamente no tratado, y nunca es posible lograr las cifras de conversión que se logran con una mezcla de reacción previamente desacidificada.

La Tabla 1 muestra perceptiblemente un retraso en lograr una actividad de catalizador estacionaria si se usan materiales de partida no tratados con un índice de acidez de 0.6 mg (KOH)/g (éster metílico de ácido graso). Si se usa material de partida desacidificado, ya se ha logrado una actividad constante después de tres experimentos (7 horas de experimento cada uno = 21 horas de operación del catalizador), mientras que en el caso de material de partida no tratado solo podría observarse una

actividad constante después de ocho experimentos (7 horas de experimento cada uno = 56 horas de operación del catalizador).

Además, si se usa una mezcla de reacción pretratada según la invención, puede observarse una actividad de catalizador perceptiblemente más alta durante las cuatro primeras horas en forma de un aumento de conversión (U):

Tabla 1: Conversión (U) de éster metílico de ácido graso (FAME) en función del tiempo de reacción

| <b>Experimento<br/>N.º</b> | <b>Synative ES8309 ® sin<br/>tratar<br/>U (FAME) / % en peso</b> |                           | <b>Synative ES8309 ®<br/>desacidificado<br/>U (FAME) / % en peso</b> |                           |
|----------------------------|------------------------------------------------------------------|---------------------------|----------------------------------------------------------------------|---------------------------|
|                            | <b>después de<br/>4 h</b>                                        | <b>después de<br/>7 h</b> | <b>después de<br/>4 h</b>                                            | <b>después de<br/>7 h</b> |
| N.º 1                      | 33.9                                                             | 64.1                      | 44.1                                                                 | 71.9                      |
| N.º 2                      | 33.8                                                             | 65.6                      | 67.3                                                                 | 95.6                      |
| N.º 3                      | 35.2                                                             | 73.6                      | 82.5                                                                 | 96.4                      |
| N.º 4                      | 37.0                                                             | 77.3                      | 82.6                                                                 | 96.8                      |
| N.º 5                      | 39.5                                                             | 80.1                      |                                                                      |                           |
| N.º 6                      | 41.3                                                             | 81.9                      |                                                                      |                           |
| N.º 7                      | 43.8                                                             | 83.2                      |                                                                      |                           |
| N.º 8                      | 44.2                                                             | 82.9                      |                                                                      |                           |
| N.º 9                      | 44.3                                                             | 83.0                      |                                                                      |                           |

La lixiviación de catalizador observada durante la hidrogenación del material de partida sin tratar en forma de una decoloración de color cobre rojizo del producto podría observarse con respecto a las series completas de experimentos con ésteres metílicos de ácido graso no tratados, mientras que no pudo observarse en absoluto en las series de experimentos con material de partida desacidificado.

**Ejemplo 2**

Todos los experimentos en el Ejemplo 2 se llevaron a cabo como reacción discontinua en un autoclave con agitación, en el que se empleó una relación catalizador/educto de 0.08 ml (catalizador)/ml (educto) o de 0.1 g (catalizador)/g (educto). La masa de catalizador y el volumen de catalizador se refieren a la forma seca sin reducir del catalizador de cobre usado del tipo CU860 (BASF) en forma extruida. El volumen de educto se refiere a la densidad del material de partida a 15 °C. Antes del primer uso de catalizador para hidrogenar los ésteres de ácido graso, él mismo se sometió a un procedimiento de reducción, con el fin de ponerlo en el estado activo.

Como educto, se usó octanoato de octilo (98 %) (Sigma-Aldrich W281107). Para este educto se determinó un índice de acidez de 0.05 mg (KOH)/g (éster de ácido graso) y un contenido de humedad de aproximadamente 200 ppm. La densidad del producto comercial es 870 kg/t a 15 °C.

Para producir un material de partida que contiene ácido para los experimentos comparativos se añadió ácido octanoico al producto comercial anteriormente mencionado W281107, con el fin de establecer un índice de acidez en el intervalo de 0.5 mg (KOH)/g (éster metílico de ácido graso). Durante el proceso de hidrogenación llevado a cabo durante siete horas a 200 °C y una presión de hidrógeno de 7.5 MPa, se tomó una muestra de la cada mezcla de reacción al principio y después de 1, 3, 5 y 7 horas.

Tabla 2: Transcurso de tiempo de la conversión en éster de ácido graso (FAE) en función del índice de acidez (SZ)

|          | Octanoato de octilo<br>(SZ < 0.05) |                             | Octanoato de octilo<br>(SZ = 0.5) |                             |
|----------|------------------------------------|-----------------------------|-----------------------------------|-----------------------------|
| Tiempo/h | U (FAE) /<br>% en peso             | SZ mg<br>(KOH) /<br>g (FAE) | U (FAE) /<br>% en peso            | SZ mg<br>(KOH) /<br>g (FAE) |
| 0 h      | 0                                  | < 0.05                      | 0                                 | 0.46                        |
| 1 h      | 18.4                               | < 0.05                      | 1.5                               | 0.15                        |
| 3 h      | 54.2                               | < 0.05                      | 12.5                              | 0.05                        |
| 5 h      | 76.4                               | < 0.05                      | 31.5                              | < 0.05                      |
| 7 h      | 88.6                               | < 0.05                      | 63.1                              | < 0.05                      |

La Tabla 2 muestra perceptiblemente un retraso en la velocidad de reacción en los experimentos con ácido graso añadido e índice de acidez correspondientemente elevado. Debido a una actividad del catalizador reducida en comparación con el educto con un índice de acidez de 0.05 mg (KOH)/g (éster de ácido graso), la conversión lograda disminuye perceptiblemente. Si se usa este material de partida prácticamente libre de ácido, puede observarse una conversión de ésteres de ácido graso a los alcoholes grasos correspondientes del 18 % ya después de una hora, mientras que en el experimento comparativo con ácido graso añadido no puede medirse conversión significativa con 1.5 %. También se observa que el índice de acidez en la mezcla de reacción disminuye perceptiblemente con el tiempo, es decir, los ácidos grasos libres contenidos desaparecen en el transcurso de la reacción. Acoplado a una actividad de catalizador reducida, el hallazgo subyacente a la invención también se confirma aquí, según el cual los ácidos grasos ocupan centros catalíti-

camente activos y así se produce una inhibición de catalizador al menos temporal.

Se hace constar que con relación a esta fecha, el mejor método conocido por la solicitante para llevar a la práctica la citada invención, es el que resulta claro de la presente descripción de la invención.

**Lista de números de referencia**

|    |       |                                    |
|----|-------|------------------------------------|
|    | 1     | planta                             |
|    | 10    | conducto                           |
|    | 11    | recipiente                         |
| 5  | 12    | intercambiador iónico              |
|    | 13    | dispositivo de medición            |
|    | 14    | conducto                           |
|    | 15    | separador                          |
|    | 16    | conducto                           |
| 10 | 20    | reactor                            |
|    | 21    | agitador                           |
|    | 22-24 | conducto                           |
|    | 25    | sistema de refrigeración           |
|    | 26-28 | conducto                           |
| 15 | 29    | dispositivo de introducción de gas |